

3100098010443

TUGAS AKHIR (ME4704)
KONVERSI ENERGI

**PERENCANAAN EKONOMIZER
KETEL PIPA AIR KAPASITAS 32 TON/JAM
DI PG KEBON AGUNG MALANG**

TUGAS AKHIR



RSM
621.197
WIR
P-1
1996

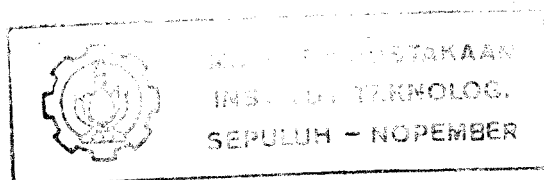
Disusun oleh :

SLAMET WINARTO

2192030007

**PROGRAM STUDI DIPLOMA III TEKNIK MESIN
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA**

1996



PERPUSTAKAAN ITS	
Tgl. Terima	15
Terima dari	H
No. Agenda	7327

PERENCANAAN EKONOMIZER KETEL PIPA AIR KAPASITAS 32 TON/JAM DI PG KEBON AGUNG MALANG

TUGAS AKHIR

Diajukan guna memenuhi persyaratan
untuk memperoleh gelar

Ahli Madya Teknik Mesin

Pada

Bidang Studi Mekanik Konversi Energi dan Konstruksi

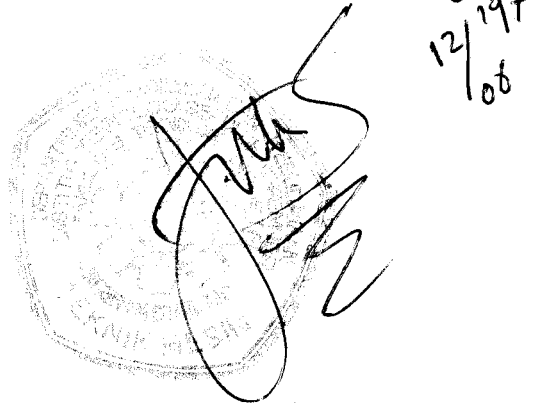
Program Studi Diploma III Teknik Mesin

Fakultas Teknologi Industri

Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

Mengetahui/Menyetujui,
Dosen Pembimbing

12/197
06



Ir. JOKO SARSETIYANTO

NIP : 131 651 247

SURABAYA
OKTOBER, 1996

KATA PENGANTAR

Dengan memanjatkan puji syukur kehadirat Allah swt, yang telah melimpahkan segala rahmat dan karunianya yang tiada terhingga besarnya, sehingga penulisan tugas akhir ini dapat terselesaikan.

Tugas akhir ini disusun guna memenuhi salah satu persyaratan akademis bagi semua mahasiswa didalam menyelesaikan studinya untuk memperoleh gelar ahli madya teknik di jurusan Teknik Mesin program studi diploma tiga, Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Dengan selesainya penulisan tugas akhir ini, tak lupa penulis ucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak Dr. Ir. Soeharto, DEA selaku kepala program studi diploma tiga teknik mesin.
2. Bapak Ir. Edy Widiyono, MSc selaku koordinator tugas akhir.
3. Bapak Ir. Joko Sarsetiyanto, selaku dosen pembimbing.
4. Bapak dan Ibu karyawan P.G. KEBON AGUNG Malang.

5. Ibundaku tercinta, yang telah banyak berkorban dan memberi dorongan semangat.
6. Kekasihku Lilik, yang telah memberikan bantuan , dorongan dan semangat.
7. Rekan-rekan Mahasiswa diploma tiga Teknik Mesin, terutama yang sama-sama mengerjakan tugas akhir.
8. Serta Kakak-kakakku tersayang.

Penulis menyadari bahwa tugas akhir ini masih jauh dari sempurna, oleh karena itu penulis sangat mengharapkan adanya kritik dan saran yang membangun demi kesempurnaan tugas akhir ini.

Akhir kata penulis mohon maaf bila dalam penulisan tugas akhir ini terdapat kesalahan.

Surabaya, medio september '96

(penulis)

ABSTRAKSI

Ekonomizer merupakan alat bantu utama ketel uap yang berfungsi untuk memanaskan air pengisi ketel dengan memanfaatkan panas dari gas buang hasil pembakaran. Dengan memanfaatkan panas dari gas buang ini temperatur air pengisi ketel yang memasuki drum ketel akan semakin tinggi. Hal ini mengakibatkan efisiensi ketel akan semakin meningkat.

Dalam tugas akhir ini, penulis mencoba merencanakan sebuah ekonomizer pada sebuah ketel STORK di PG KEBON AGUNG MALANG dengan kapasitas 32 ton/jam.

Dengan menggunakan metode perbedaan temperatur rata-rata logaritmik dan proses perpindahan panasnya, maka luas permukaan perpindahan panasnya dapat diketahui sebesar $63,75 \text{ m}^2$, kenaikan temperatur air masuk dari 120°C menjadi 175°C dan penurunan temperatur gas buang dari 400°C menjadi 246°C .

DAFTAR ISI

LEMBAR JUDUL

LEMBAR PENGESAHAN

KATA PENGANTAR.....i

ABSTRAKSI.....iii

DAFTAR ISI.....iv

DAFTAR GAMBAR.....viii

DAFTAR LAMPIRAN.....x

BAB I PENDAHULUAN

1.1. Tinjauan umum.....1

1.1.1. Prinsip kerja ketel.....2

1.1.2. Klasifikasi ketel.....2

1.1.3. Bagian-bagian pokok dari ketel.....9

1.2. Perbedaan pokok ketel tanpa Ekonomizer
dan ketel dengan Ekonomizer.....10

1.2.1. Ketel tanpa Ekonomizer.....11

1.2.2. Ketel dengan Ekonomizer.....13

1.3. Dasar penggunaan Ekonomizer.....	16
1.4. Latar belakang permasalahan.....	17
1.5. Batasan masalah.....	18
1.6. Metodologi.....	19
1.7. Sistematika penulisan.....	19

BAB II DASAR TEORI

2.1. Hukum I Termodinamika untuk kekekalan energi.....	21
2.2. Analisa perpindahan panas.....	22
2.2.1. Perpindahan panas konduksi.....	23
2.2.2. Perpindahan panas konveksi.....	25
2.2.3. Perpindahan panas radiasi.....	26
2.2.4. Bilangan Reynold, Re_D	29
2.2.5. Bilangan Nusselt, Nu_D	30
2.2.6. Bilangan Prandtl, Pr	31
2.2.7. Konveksi pada barisan pipa.....	31
2.3. Dasar perencanaan Ekonomizer.....	35
2.3.1. Laju perpindahan panas.....	35
2.3.2. Koeffisien perpindahan panas menyeluruh.....	36
2.3.3. Perbedaan temperatur rata-rata logaritmik.....	39
2.3.4. Keefektifan penukar panas.....	42
2.3.5. Pressure drop pada penukar panas.....	43

BAB III ANALISA BAHAN BAKAR

3.1. Bahan bakar.....	46
3.2. Proses pembakaran.....	47
3.2.1. Pembakaran teoritis.....	48
3.2.2. Pembakaran sebenarnya.....	51
3.3. Analisa gas buang.....	53
3.3.1. Panas jenis gas buang.....	55
3.3.2. Properties gas buang yang lain.....	56
3.4. Effisiensi ketel.....	58
3.5. Kebutuhan bahan bakar tiap jam.....	64

BAB IV PERENCANAAN EKONOMIZER

4.1. Data perencanaan.....	66
4.2. Perbedaan temperatur rata-rata logaritmik (LMTD).....	68
4.3. Koeffisien perpindahan panas.....	70
4.3.1. Koeffisien perpindahan panas konduksi pipa, k	70
4.3.2. Koeffisien perpindahan panas konveksi air, h_i	70
4.3.2.2. Koeffisien perpindahan panas konveksi gas buang, h_o	73
4.3.3. Koeffisien perpindahan panas menyeluruh.....	76
4.4. Luas pemanas.....	77

4.5. Perhitungan temperatur dinding pipa.....	78
4.6. Effektivitas Ekonomizer.....	80
4.7. Kerugian tekanan pada Ekonomizer.....	81
4.7.1. Kerugian tekanan didalam pipa.....	81
4.7.2. Kerugian tekanan diluar pipa.....	83
4.8. Effisiensi ketel dengan adanya Ekonomizer.....	84

BAB V KESIMPULAN

5.1. Kesimpulan.....	88
----------------------	----

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN

DAFTAR GAMBAR

BAB I PENDAHULUAN

Gambar 1.1.	: Bentuk pipa lengkung.....	3
Gambar 1.2.	: Kedudukan pipa miring.....	4
Gambar 1.3.	: Ketel pipa api.....	7
Gambar 1.4.	: Ketel pipa air.....	8
Gambar 1.5.	: Skema sederhana dari suatu ketel.....	12
Gambar 1.6.	: T - S diagram ketel tanpa Ekonomizer....	13
Gambar 1.7.	: Skema siklus fluida kerja ketel.....	15
Gambar 1.8.	: T - S diagram ideal dan actual ketel....	16

BAB II DASAR TEORI

Gambar 2.1.	: Konduksi satu dimensi.....	24
Gambar 2.2.	: Perpindahan panas konveksi.....	25
Gambar 2.3.	: Perpindahan panas radiasi.....	28
Gambar 2.4.	: Aliran fluida pada aransemen pipa.....	32
Gambar 2.5.	: Aransemen pipa pada susunannya.....	33

Gambar 2.6.	: Perpindahan panas menyeluruh.....	37
Gambar 2.7.	: Distribusi temperatur untuk aliran berlawanan.....	40
Gambar 2.8.	: Distribusi temperatur untuk aliran sejajar.....	41

BAB IV PERENCANAAN EKONOMIZER

Gambar 4.1.	: Konstruksi Ekonomizer yang direncanakan.....	67
Gambar 4.2.	: Distribusi temperatur untuk aliran berlawanan.....	68
Gambar 4.3.	: Tahanan termal pipa.....	78

DAFTAR LAMPIRAN

- Lampiran 1 : Tabel sifat-sifat fisik udara, gas dan air.
- Lampiran 2 : Tabel sifat-sifat uap jenuh.
- Lampiran 3 : Tabel sifat-sifat uap panas lanjut.
- Lampiran 4 : Tabel sifat-sifat fisik logam.
- Lampiran 5 : Konstanta koefisien konveksi untuk konfigurasi staggered.
- Lampiran 6 : Tabel faktor pengotoran.
- Lampiran 7 : Faktor koreksi untuk aliran menyilang.
- Lampiran 8 : Harga efektifitas penukar panas aliran berlawanan berdasarkan nilai NTU.
- Lampiran 9 : Harga kekasaran relatif pipa berdasarkan diameter.
- Lampiran 10 : Moody diagram.
- Lampiran 11 : Koefisien gesekan f_1 dan f_2 untuk susunan staggered.
- Lampiran 12 : Tabel harga Le/D untuk katup dan penghambat.
- Lampiran 13 : Faktor konversi.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Tinjauan Umum

Ketel uap (steam generation) merupakan suatu peralatan yang berfungsi untuk menghasilkan uap air. Uap air yang dihasilkan disini dapat berupa uap jenuh (saturated steam) maupun uap panas lanjut (superheated steam). Hingga saat ini ketel uap masih banyak digunakan orang untuk berbagai macam keperluan, misalnya untuk penggerak kapal, PLTU, pabrik gula dan sebagainya. Untuk menghasilkan uap air ini, ketel memanfaatkan energi yang dibawa oleh fluida panas hasil pembakaran dari bahan bakar.

Dalam proses pembuatan gula, fungsi dari ketel uap ini sangatlah penting, diantaranya untuk pengolahan nira, untuk penggerak turbin baik turbin gilingan maupun turbin pembangkit listrik. Disamping itu ampas tebu (bagasse) hasil penggilingan dapat digunakan untuk bahan bakar ketel. Walaupun ampas tebu memiliki nilai kalor yang rendah, tetapi karena murah dan mudah didapat maka dipilih sebagai bahan bakar utama pada pabrik gula secara umum. Sehingga penggunaan ketel uap untuk pabrik gula sangatlah tepat karena bahan bakar ketel tidak perlu membeli dari luar.

1.1.1. Prinsip kerja Ketel

Untuk menghasilkan uap air, ketel memanfaatkan energi panas yang dibawa oleh gas panas hasil pembakaran. Pertukaran energi ini dilakukan pada susunan pipa-pipa, dimana air mengalir didalam pipa dan gas panas mengalir diluar pipa (dapat pula sebaliknya).

Karena terdapat perbedaan temperatur antara fluida panas dan air, maka akan terjadi perpindahan kalor dari fluida panas ke air. Dengan demikian temperatur air akan meningkat sementara temperatur fluida panas akan turun. Dengan meningkatnya temperatur air maka akan terjadi perubahan wujud dari cair menjadi uap.

1.1.2. Klasifikasi Ketel

Dalam mengklasifikasikan ketel, kita mendasarkannya pada beberapa hal yang berbeda. Namun tujuan dari semua itu adalah sama, yaitu untuk memberikan perbedaan ketel sesuai dengan fungsi dan kegunaannya.

Dasar klasifikasi tersebut adalah :

a. Menurut Pemakaiannya

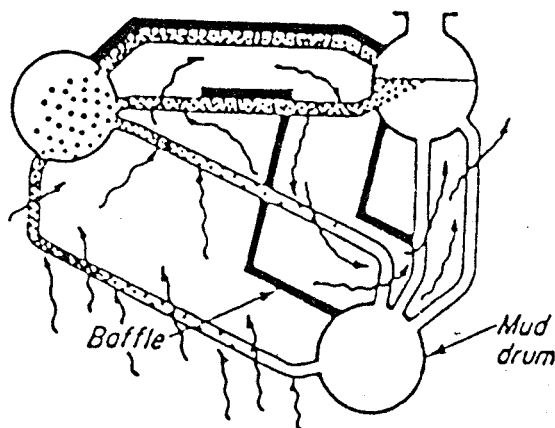
Disini ketel dibedakan atas cara penggunaannya, yaitu secara tetap (stasioner) dan secara bergerak.

Penggunaan secara tetap misalnya sebagai pembangkit tenaga listrik, penggerak mesin uap atau turbin uap pada pabrik.

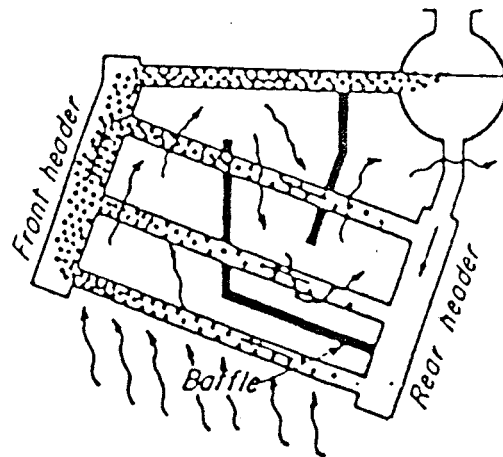
Untuk penggunaan secara bergerak misalnya penggerak locomotif maupun penggerak kapal.

b. Menurut Bentuk dan Kedudukan Pipanya

Bentuk pipa pada ketel dapat berupa pipa lurus, sinusoida maupun lengkung. Sedang kedudukan pipa bisa horisontal, vertikal maupun miring (lihat gambar 1.1 dan 1.2).



Gambar 1.1. Bentuk pipa lengkung



Gambar 1.2. Kedudukan Pipa Miring

c. Menurut Kedudukan Rangka Bakarnya

Khusus untuk bahan bakar padat, rangka bakar dapat berada didalam ketel maupun diluar ketel.

d. Menurut Bahan Bakar Yang Digunakan

Ketel uap dalam proses kerjanya selalu memerlukan kalor

sebagai penguap air. Sumber kalor yang ada diperoleh dari bahan bakar dimana dapat berupa padat (batu bara, kayu, bagasse), cair (residu, solar dsb), gas (LNG, gas cokes dsb).

e. Menurut Peredaran Fluidanya

Peredaran fluida pada ketel uap dibagi dua macam yaitu :

1. Peredaran fluida secara alami

Dimana air bersirkulasi dengan sendirinya akibat dari perbedaan panas yang terjadi dalam ketel.

Pada ketel dengan peredaran fluida secara alami, produksi uap yang dihasilkan tidak begitu besar dan pada tekanan rendah.

Contoh : ketel Cornwell, Lancashire, Scots.

2. Peredaran fluida secara mekanis atau paksa

Dimana air bersirkulasi dengan cara dipompakan melalui bagian penguapan, sehingga ketel ini beroperasi pada tekanan tinggi dan dengan produksi uap besar.

Yang termasuk dalam ketel jenis ini adalah ketel Velox, Benson, Schmidt dan Hautman.

f. Menurut Fungsi Pipanya

Sesuai dengan penggunaan pipanya, ketel uap dikategorikan

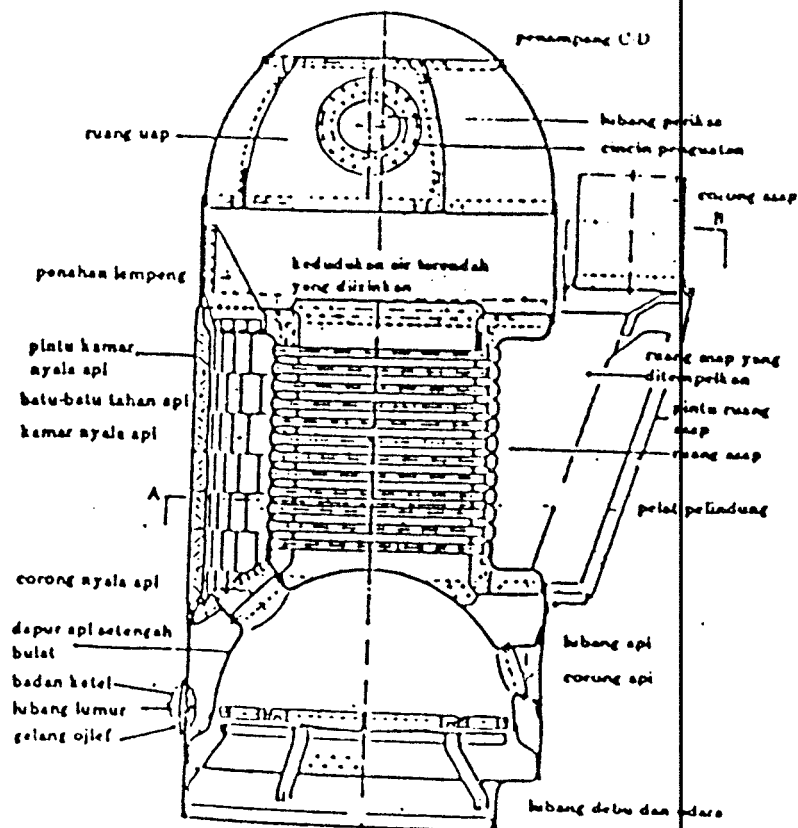
menjadi dua macam yaitu :

1. Ketel pipa api

Dimana pipa-pipa ini berisi gas panas yang berfungsi sebagai pemanas air untuk menghasilkan uap bertekanan. Pada pipa api masih dibedakan menurut diameter pipa apinya. Untuk pipa yang berdiameter besar (lorong api) merupakan ketel tangki dimana banyak terdapat pada awal penemuan ketel uap.

Jenis ketel pipa api dibedakan atas :

- Ketel dengan lorong api tunggal, seperti ketel Cornwell.
- Ketel dengan lorong api banyak, seperti ketel Lancashire.
- Ketel dengan kombinasi keduanya, seperti Scots dan Tubular boiler.

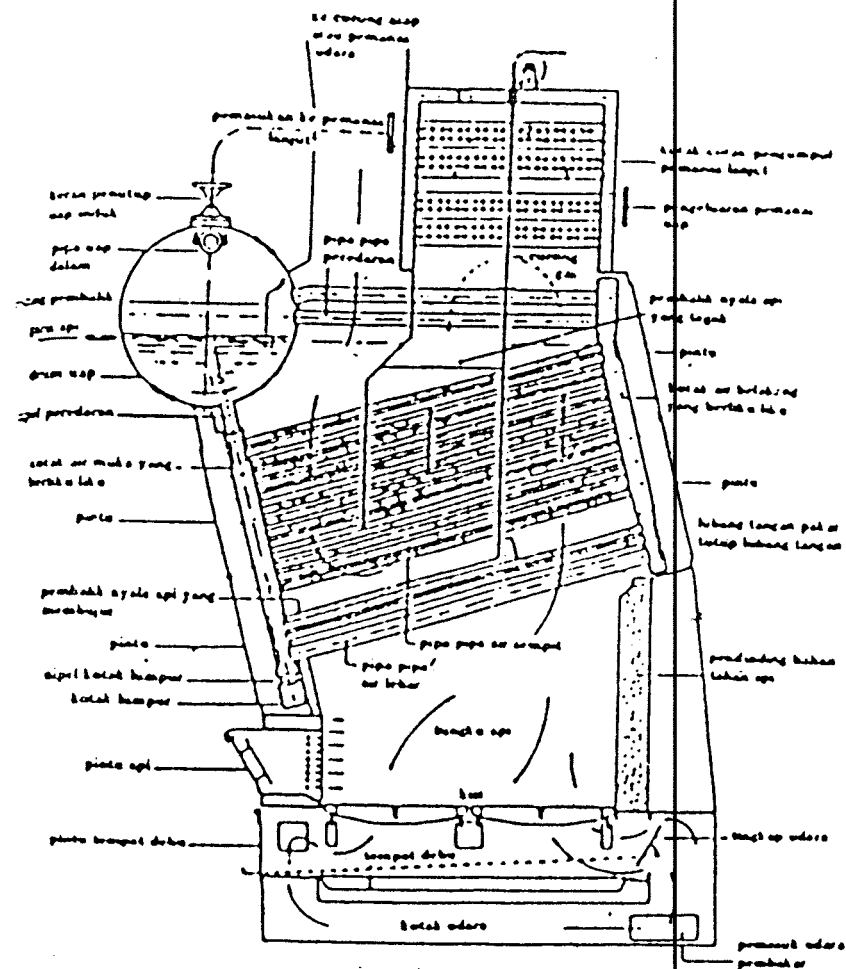


Gambar 1.3. Ketel Pipa Api

2. Ketel pipa air

Pada ketel pipa air, yang berada didalam pipa adalah air yang disirkulasikan baik secara alami maupun

secara mekanis. Ketel pipa air ini cocok untuk memproduksi uap dengan kapasitas besar dan tekanan yang besar pula. Contoh ketel ini adalah : ketel Stirling, B & W dan Benson.



Gambar 1.4. Ketel Pipa Air

1.1.3. Bagian-Bagian Pokok Dari Ketel

Ketel uap merupakan suatu unit peralatan yang merupakan gabungan dari berbagai macam peralatan yang mempunyai fungsi yang berbeda-beda.

Suatu instalasi ketel uap mempunyai bagian-bagian penting yang perlu diketahui, antara lain :

a. Ruang bakar

Ruang bakar merupakan bagian dari ketel yang berfungsi untuk memproduksi gas panas. Disini bahan bakar dibakar hingga dihasilkan flue gas dengan temperatur tinggi yang nantinya digunakan untuk menguapkan air menjadi uap air, memanaskan uap air jenuh menjadi uap super panas, dan memanaskan udara yang digunakan sebagai udara pembakaran.

b. Evaporator

Evaporator adalah bagian dari ketel yang berfungsi mengubah air dalam fasa cair menjadi uap. Evaporator ini merupakan bagian yang paling penting dari ketel yang merupakan pesawat utama pembangkit uap.

c. Superheater

Superheater berfungsi untuk menguapkan uap air yang dihasilkan evaporator, sehingga uap air yang dihasilkan

ketel bukan lagi uap jenuh melainkan sudah merupakan uap panas lanjut.

d. Ekonomizer

Flue gas hasil pembakaran yang telah dipergunakan pada evaporator dan superheater masih mempunyai temperatur yang tinggi. Temperatur flue gas yang masih tinggi ini biasanya digunakan untuk memanasi air pengisi ketel didalam ekonomizer. Dengan demikian energi yang masih tersisa didalam gas buang tidak terbuang sia-sia, sehingga akan meningkatkan efisiensi ketel.

e. Air Heater

Bila temperatur flue gas yang keluar dari ekonomizer masih cukup tinggi, flue gas ini masih dapat digunakan untuk memanaskan udara pembakaran, sehingga didapatkan temperatur udara pembakaran yang lebih tinggi. Pemanasan udara pembakaran oleh flue gas ini dilakukan didalam air heater.

1.2. Perbedaan Pokok Ketel Tanpa Ekonomizer Dan Ketel Dengan Ekonomizer

1.2.1. Ketel tanpa ekonomizer

Pada dasarnya sistem sederhana dari suatu ketel uap adalah tanpa menggunakan peralatan bantu utama ketel, yang salah satunya adalah ekonomizer. Pengoperasian ketel tanpa ekonomizer ini jika ditinjau dari keefektifan ketel secara keseluruhan sebenarnya sangat merugikan, karena banyaknya panas gas buang yang terbuang dengan sia-sia, sehingga efisiensi ketel tidak dapat ditingkatkan. Padahal panas dari gas buang ini dapat dipergunakan untuk memanaskan air pengisi ketel.

a. Efisiensi ketel tanpa ekonomizer

Efisiensi ketel tanpa ekonomizer dapat dicari dengan menggunakan persamaan :

$$\eta = \frac{W_{net}}{q_{in}} = \frac{h_1 - h_2 - (h_4 - h_3)}{h_1 - h_4} = 1 - \frac{h_3 - h_2}{h_1 - h_4}$$

.....(reff 7, hal 76)

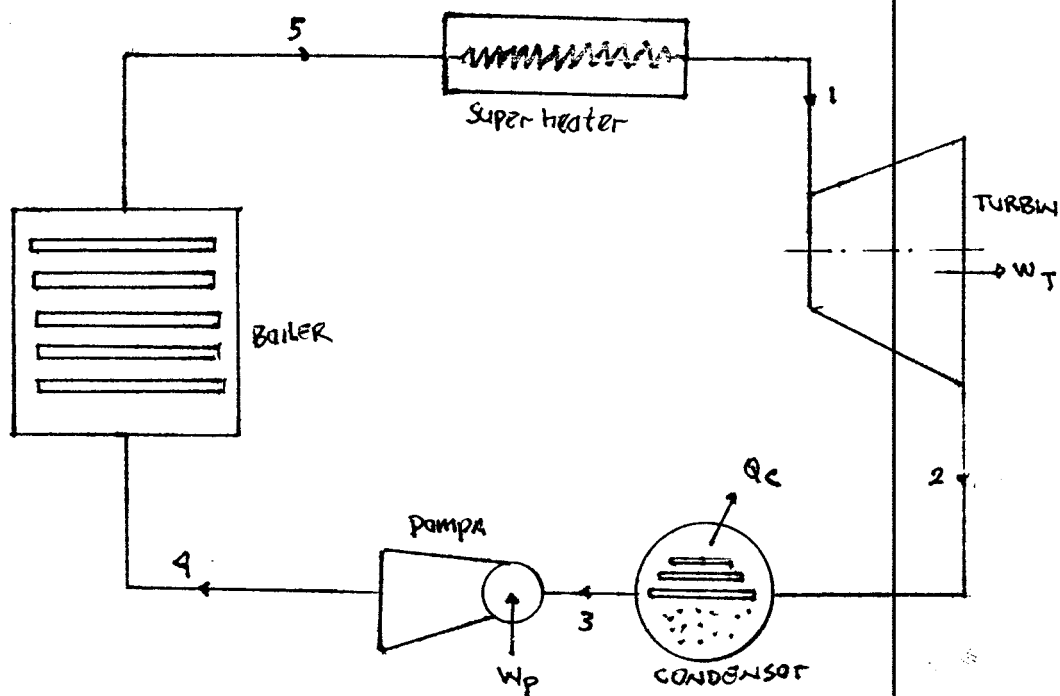
dimana :

η = efisiensi ketel tanpa ekonomizer

h = entalphi pada tiap-tiap keadaan

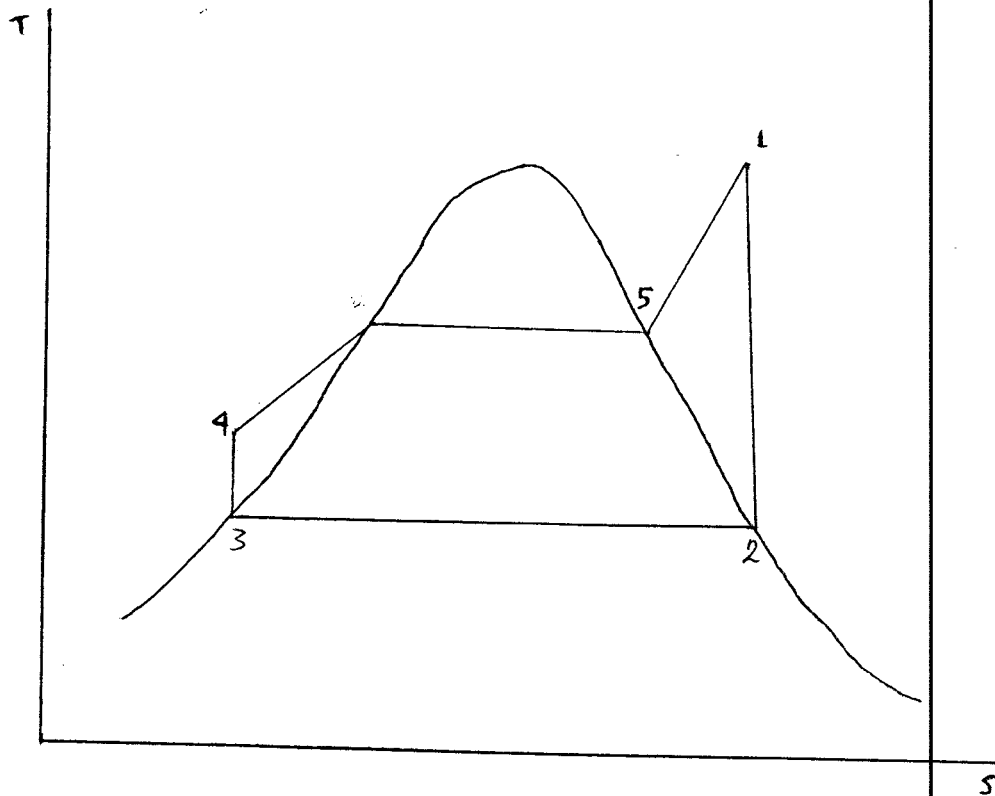
b. Skema dan T-S diagram ketel tanpa ekonomizer

Adapun skema dan T-S diagram ketel paling sederhana adalah sebagai berikut :



Gambar 1.5. Skema sederhana dari suatu ketel

Adapun T-S diagramnya terlihat seperti gambar dibawah ini



Gambar 1.6. T-S diagram ketel tanpa ekonomizer

1.2.2. Ketel dengan ekonomizer

Ketel-ketel modern atau yang berkapasitas besar pada dewasa ini hampir semuanya dilengkapi dengan peralatan bantu

utama ketel, yang salah satunya adalah ekonomizer. Walaupun ekonomizer ini tidak harus ada dalam sebuah ketel, namun keberadaanya sangat penting, terutama bila diinginkan efisiensi ketel yang cukup besar. Prinsip utama dari ekonomizer ini adalah bekerja dengan memanfaatkan panas yang dibawa oleh gas buang hasil pembakaran untuk memanaskan air pengisi ketel, sehingga panas yang dibawa oleh gas buang ini tidak terbuang sia-sia.

a. Efisiensi ketel dengan ekonomizer

Efisiensi ketel dengan ekonomizer dapat dicari dengan menggunakan persamaan berikut :

$$\eta = \frac{W_{net}}{q_{in}} = \frac{h_3 - h_4 - (h_6 - h_5)}{h_3 - h_6'} = 1 - \frac{h_5 - h_4}{h_3 - h_6'}$$

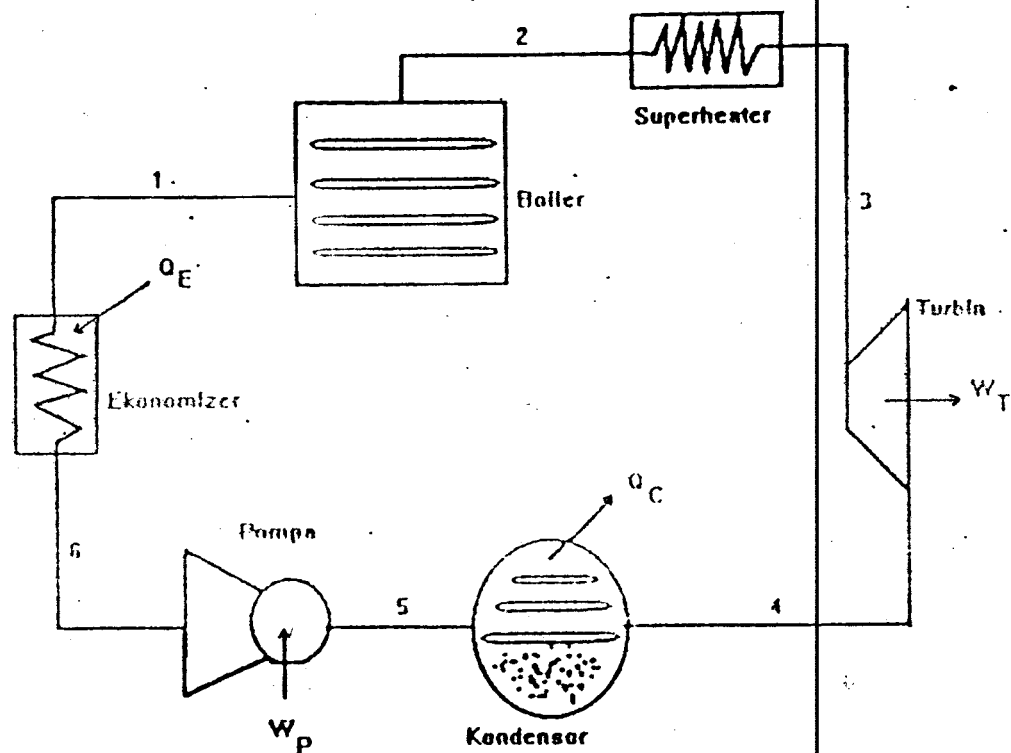
dimana :

η = efisiensi ketel dengan ekonomizer

h = entalpi pada tiap-tiap keadaan

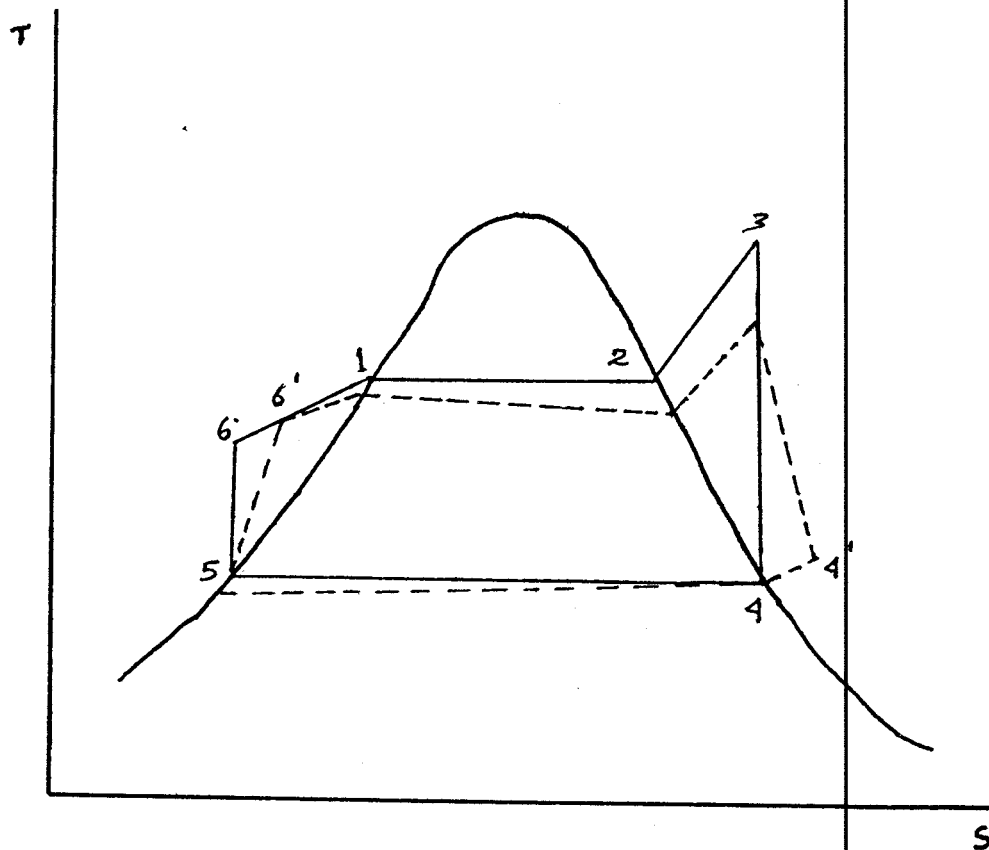
b. Skema dan T-S diagram ketel dengan ekonomizer

Adapun skema dan T-S diagram ketel dengan ekonomizer adalah sebagai berikut :



Gambar 1.7. skema siklus fluida kerja ketel

Adapun T-S diagramnya terlihat seperti gambar dibawah ini



Gambar 1.8. T-S diagram ideal dan actual ketel .

1.3. Dasar Penggunaan Ekonomizer

Ekonomizer adalah suatu alat pemanas air pendahuluan sebelum air masuk ke dalam drum ketel (penguap). Air pengisi

ketel perlu diberi pemanasan awal agar dalam pengisian tidak terjadi kejutan akibat dari perbedaan temperatur yang besar.

Air memasuki ekonomizer bersuhu rendah kemudian keluar ekonomizer bersuhu tinggi. Kenaikan suhu ini disebabkan adanya perpindahan panas dari pemanfaatan gas buang. Gas buang keluar dari ketel mempunyai suhu sekitar 250°C . Suhu yang masih tinggi tersebut sayang kalau langsung dibuang, sehingga suhu gas buang yang masih tinggi tersebut digunakan untuk memanaskan ekonomizer.

Oleh karena kalor yang diserap air melalui ekonomizer dari pemanfaatan gas buang, maka ekonomizer merupakan salah satu alat bantu ketel uap untuk perbaikan efisiensi.

1.4. Latar Belakang Permasalahan

Dengan semakin majunya teknologi sekarang ini, maka tuntutan manusia akan energi juga semakin tinggi. Disisi lain, persediaan energi di bumi ini semakin berkurang. Untuk itu manusia akan selalu berusaha untuk menciptakan peralatan yang lebih efisien.

Untuk itulah penulis berusaha merencanakan ekonomizer dimana peralatan ini sering digunakan pada ketel uap untuk mengurangi kerugian akibat hilangnya gas buang (flue gas) yang masih cukup tinggi.

1.5. Batasan Masalah

Dikarenakan keterbatasan kemampuan dan terlalu kompleknya analisa yang harus dilakukan untuk merencanakan ekonomizer secara keseluruhan, maka pada tulisan ini perencanaan hanya didasarkan pada proses perpindahan panas. Disamping itu juga dibahas sedikit mengenai proses pembakaran yang terjadi pada ketel uap. Dalam analisa perhitungan digunakan asumsi :

- Kondisi steady state
- Perpindahan panas satu dimensi dalam arah radial
- Sifat-sifat konstan

Adapun permasalahan lain yang sifatnya menunjang dalam pembahasan ini tidak dibahas secara mendalam.

1.6. Metodologi

Metode yang dilakukan dalam penulisan tugas akhir ini adalah :

1. Studi lapangan, yaitu melihat langsung lokasi pabrik dan mengamati serta mencatat data yang dibutuhkan.
2. Studi kepustakaan, yaitu dengan membaca buku-buku atau makalah-makalah yang berhubungan dengan ketel.
3. Analisa dan perhitungan, yaitu dengan menganalisa perpindahan panas didalam dan diluar pipa penukar panas serta menentukan luasan bidang pemanas yang diperlukan.
4. Kesimpulan

1.7. Sistematika Penulisan

Sistem penulisan yang digunakan dalam penulisan tugas akhir ini adalah :

BAB 1 PENDAHULUAN

Pada bab ini berisi tinjauan umum ketel, dasar penggunaan ekonomizer, latar belakang permasalahan, batasan masalah dan sistematika penulisan.

BAB 2 DASAR TEORI

Berisi tentang analisa perpindahan panas baik konveksi, konduksi maupun radiasi yang nantinya akan digunakan dalam menganalisa perpindahan pada ekonomizer serta dicantumkan pula dasar perencanaan ekonomizer yang meliputi laju perpindahan, perbedaan temperatur rata-rata logaritmik dan keefektifan penukar panas.

BAB 3 ANALISA BAHAN BAKAR

Bagian ini membicarakan tentang proses pembakaran bagasse yang nantinya hasil dari analisa ini akan dipergunakan dalam perencanaan ekonomiser.

BAB 4 PERENCANAAN EKONOMIZER

Bagian ini membicarakan tentang langkah-langkah perencanaan ekonomizer dan hasil perhitungan penulis untuk ekonomizer dari ketel yang ditinjau.

BAB 5 KESIMPULAN

Bagian ini menyimpulkan hasil perhitungan pada bab-bab sebelumnya.

BAB II

DASAR TEORI

2.1. Hukum I termodinamika untuk kekekalan energi

Gagasan bahwa energi tetap lestari adalah hukum I termodinamika atau sering disebut hukum kekekalan energi yang menyatakan bahwa energi tidak dapat diciptakan atau dimusnahkan, tetapi bisa berubah dari bentuk satu ke bentuk energi yang lain. Persamaan-persamaan yang menyatakan hukum ini merupakan landasan bagi analisa kuantitatif terhadap berbagai perubahan yang terjadi diantara berbagai sistem yang berinteraksi, sehingga membentuk suatu kesetimbangan.

Perpindahan energi sebagai panas selalu bertolak dari suatu benda yang temperaturnya lebih tinggi ke benda yang temperaturnya lebih rendah. Dalam kasus aliran perpindahan panas dalam pipa, hal yang paling sederhana adalah menggunakan kesetimbangan energi. Dari kesetimbangan energi tersebut dapat diperoleh besarnya energi panas yang dipindahkan yaitu :

$$q = \overset{\circ}{m} C_p (T_i - T_o) \quad \text{.....(reff 1, hal 507)}$$

karena $dh = C_p dT$

maka $\dot{q} = \dot{m} (h_i - h_o) \dots\dots (\text{reff 3, hal 88})$

Sehingga persamaan 1 dan 2 dapat digabung menjadi :

$$\dot{q} = \dot{m} C_p (T_i - T_o) = \dot{m} (h_i - h_o)$$

dimana :

\dot{q} = laju energi panas (kJ/dt)

\dot{m} = massflow rate fluida (kg/dt)

C_p = panas jenis fluida (kJ/kg)

T_i = temperatur fluida masuk (K)

T_o = temperatur fluida keluar (K)

h_i = entalphi fluida masuk (kJ/kg)

h_o = entalphi fluida keluar (kJ/kg)

2.2. Analisa Perpindahan Panas

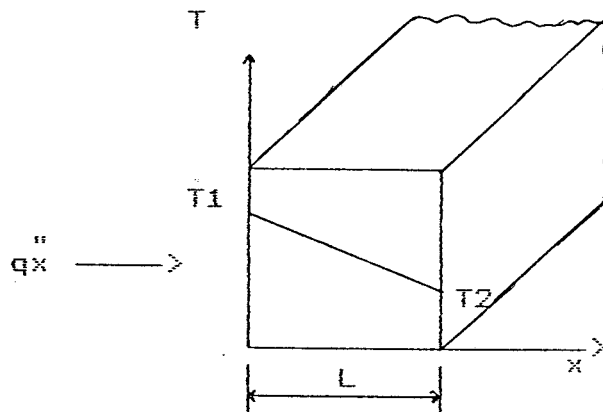
Panas merupakan energi yang bergerak atau berjalan dari suatu sistem ke sistem lainnya karena ada perbedaan temperatur antara kedua sistem tersebut. Hal ini biasa disebut dengan perpindahan panas. Mekanisme perpindahan panas tersebut dapat berupa konduksi, konveksi maupun radiasi.

Karena panas merupakan energi, maka satuan yang digunakan untuk menyatakan banyaknya panas yang terkandung dalam suatu bahan adalah Joule, kalori atau Btu.

2.2.1. Perpindahan Panas Konduksi

Perpindahan panas konduksi merupakan perpindahan panas yang melintasi suatu media disebabkan aktifitas atomik dan molekuler. Boleh dipandang sebagai perpindahan energi dari partikel lebih energik ke partikel kurang energik pada benda akibat interaksi antara partikel-partikel. Pada temperatur lebih tinggi berarti molekulnya lebih berenergi akan memindahkan energinya ke molekul yang kurang berenergi. Dengan adanya perbedaan temperatur ini, maka perpindahan energi panas karena konduksi harus terjadi dalam arah ke temperatur lebih rendah.

Untuk persamaan aliran panas konduksi dikenal sebagai hukum Fourier. Contoh sederhana pemakaian hukum Fourier terjadi pada dinding datar satu dimensi.



Gambar 2.1. Konduksi satu dimensi

Persamaan aliran panas konduksi dinyatakan sebagai :

$$\frac{q_x}{A} = -k \frac{dT}{dx} \dots\dots (\text{reff 2, hal 8})$$

dimana :

q_x = laju perpindahan panas dalam arah X (J/dt)

A = luas permukaan perpindahan panas (m^2)

k = konduktifitas panas (W/mK)

$\frac{dT}{dx}$ = gradien temperatur

Tanda minus merupakan arah proses, sehingga persamaan diatas dapat ditulis menjadi :

$$\frac{qx}{A} = k \frac{(T_1 - T_2)}{L} \dots\dots (\text{reff 2, hal 8})$$

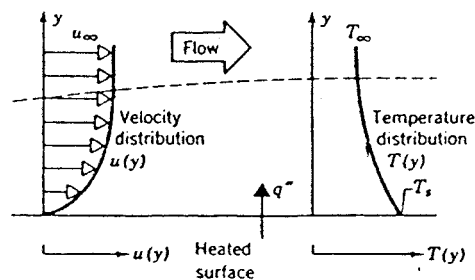
dimana :

temperatur T_1 pada $x = 0$

temperatur T_2 pada $x = L$

2.2.2. Perpindahan Panas Konveksi

Menunjukkan perpindahan panas yang terjadi antara suatu permukaan dengan fluida yang mengalir di atasnya ketika berada pada temperatur yang berbeda.



Gambar 2.2. perpindahan panas konveksi

Ada dua mekanisme perpindahan panas konveksi ini, yaitu perpindahan energi sebagai akibat dari pergerakan molekuler acak dan energi yang dipindahkan oleh pergerakan secara makroskopis dari fluida.

Perbedaan temperatur antara permukaan dan aliran fluida menimbulkan suatu daerah yang mempunyai variasi temperatur dari T_s pada $y = 0$ ke T_∞ pada aliran paling luar. Daerah ini disebut lapisan batas termal.

Persamaan laju perpindahan panas konveksi dinyatakan sebagai :

$$q_c = h_c A (T_s - T_\infty) \dots\dots(\text{reff 2, hal 18})$$

dimana :

$$q_c = \text{laju perpindahan panas konveksi} \quad (\text{J/dt})$$

$$h_c = \text{koefisien perpindahan panas konveksi} \quad (\text{W/m}^2\text{K})$$

$$A = \text{luasan permukaan perpindahan panas} \quad (\text{m}^2)$$

$$T_s = \text{temperatur permukaan} \quad (\text{K})$$

$$T_\infty = \text{temperatur fluida} \quad (\text{K})$$

2.2.3. Perpindahan Panas Radiasi

Radiasi termal adalah energi diemisikan oleh benda yang berada pada temperatur hingga. Energi dari medan radiasi

ditransportasikan oleh gelombang elektromagnetik. Lain dengan konduksi dan konveksi, bahwa proses perpindahan panas radiasi tidak membutuhkan media dan lebih efisien dalam ruang hampa.

Banyaknya energi yang meninggalkan suatu permukaan sebagai panas radiasi tergantung pada suhu mutlak dan sifat permukaan tersebut.

Radiator sempurna memancarkan energi radiasi dari permukaannya dengan laju :

$$q_r = \tau A T^4 \quad \text{.....(reff 2, hal 20)}$$

dimana :

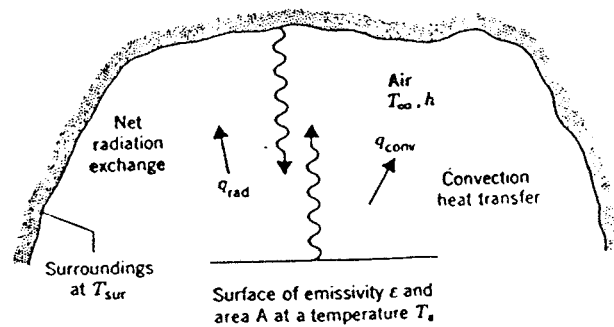
q_r = laju perpindahan panas radiasi (J/dt)

τ = konstanta Stefan Boltzman

$$= 5,67 \times 10^{-8} \text{ W/m}^2 \text{ K}^4$$

A = luas permukaan perpindahan panas (m^2)

T = suhu mutlak (K)



Gambar 2.3. Perpindahan panas radiasi

Benda-benda nyata memancarkan radiasi dengan laju yang lebih rendah dari benda hitam dan diberikan sebagai :

$$q_r = \tau A \epsilon (T_1^4 - T_2^4) \quad \dots\dots(\text{reff 2, hal 21})$$

dimana :

ϵ = emisivitas permukaan benda

Seringkali radiasi dikombinasikan dengan perpindahan panas lainnya, agar lebih sederhana maka digunakan tahanan termal untuk radiasi (h_r). Sehingga perpindahan panas radiasi dapat ditulis :

$$q_r = h_r A (T_1 - T_2) \dots\dots (\text{reff 2, hal 22})$$

dimana :

$$h_r = \text{tahanan termal radiasi} \quad (W/m^2 K)$$

2.2.4. Bilangan Reynold, Re, D

Dipakai untuk menentukan pola aliran fluida, sehingga bisa dikatakan laminar, peralihan atau turbulen.

$$Re, D = \frac{\rho V D}{\mu} \dots\dots (\text{reff 1, hal 341})$$

dimana :

$$V = \text{kecepatan fluida rata-rata} \quad (m/dt)$$

$$D = \text{diameter dalam pipa} \quad (m)$$

$$\rho = \text{massa jenis fluida} \quad (kg/m^3)$$

$$\mu = \text{viskositas absolut fluida} \quad (kg/m \cdot dt)$$

Pola aliran dikatakan laminar jika bilangan Reynold (Re, D) < 2300, dan dikatakan turbulen jika bilangan Reynold (Re, D) > 2300, dan jika $Re, D = 2300$ disebut masa transisi atau masa peralihan.

2.2.5. Bilangan Nusselt, Nu, D

Merupakan bilangan yang tidak berdimensi, berbanding lurus dengan diameter pipa dan koefisien perpindahan panas konveksi, tetapi berbanding terbalik dengan konduktifitas termal fluida.

$$Nu, D = \frac{h_c D}{k} \dots\dots (\text{reff 1, hal 401})$$

dimana :

h_c = koefisien perpindahan panas konveksi ($W/m^2 K$)

D = diameter dalam pipa (m)

k = konduktivitas termal fluida ($W/m K$)

Dalam praktek, bilangan Nusselt merupakan ukuran perpindahan panas konveksi yang memudahkan, karena jika harganya diketahui, maka koefisien perpindahan panas konveksi dapat dengan mudah dihitung.

2.2.6. bilangan prandt, pr

Merupakan fungsi dari sifat-sifat fluida. Bilangan Prandtl didefinisikan sebagai :

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k} \quad \text{.....(reff 1, hal 293)}$$

dimana :

C_p = panas jenis fluida (kJ/kg K)

μ = viskositas absolut fluida (kg/m dt)

k = konduktivitas termal fluida (W/m K)

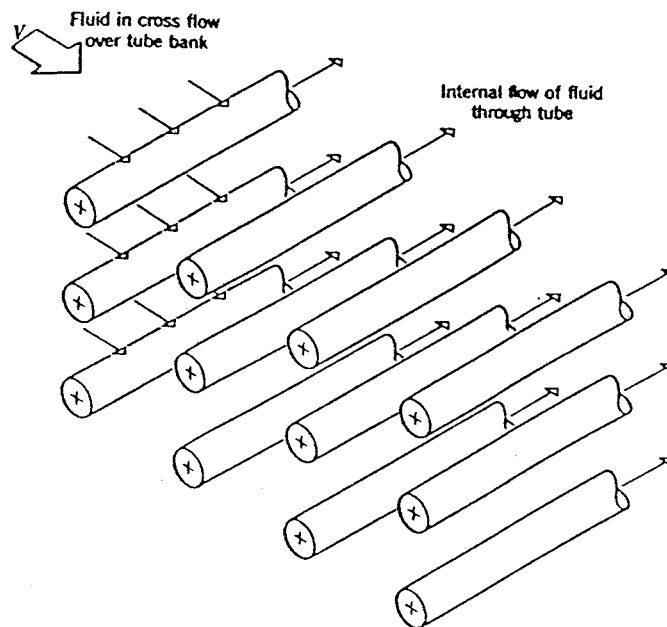
Pada umumnya bilangan Prandtl diperoleh dari tabel sifat-sifat fluida.

2.2.7. Konveksi pada barisan pipa

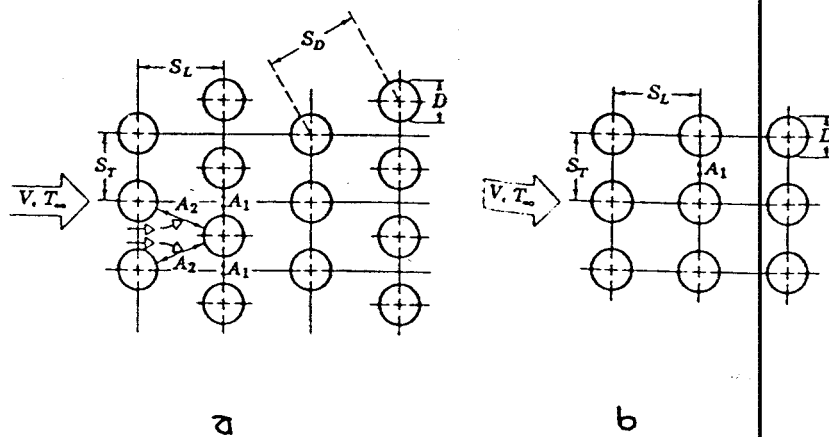
Perpindahan panas konveksi pada barisan pipa sering dijumpai pada heat exchanger. Susunan pipa dapat secara staggered atau aligned yang dapat ditunjukkan seperti pada gambar 2.5.

Karena kecepatan fluida berubah sepanjang lintasan, maka kita perlu memilih suatu kecepatan acuan, yaitu kecepatan yang digunakan untuk membentuk bilangan Reynold bagi aliran

melewati berkas pipa tanpa membedakan apakah luas minimum tersebut terjadi pada bukaan melintang atau diagonal. Dari luas beban minimum tersebut akan dihasilkan kecepatan fluida maksimum sebagai pembentuk Re_{Dmax} .



Gambar 2.4. Aliran fluida Pada Aransemen Pipa



Gambar 2.5. Aransemen Pipa Pada Susunannya

a. Staggered b. Aligned

$$Re_{D_{max}} = \frac{\rho V_{max} D}{\mu} \dots\dots (\text{reff 1, hal 354})$$

Untuk susunan pipa aligned, V_{max} selalu terjadi pada luasan A_1 , sedang untuk susunan pipa staggered V_{max} mungkin

terjadi pada luasan A₁ atau pada luasan A₂.

Kecepatan maksimum yang terjadi pada luasan A₁ dirumuskan sebagai :

$$V_{\max} = \frac{S_r}{S_r - D_o} V \dots\dots (\text{reff 1, hal 356})$$

dimana :

S_r = jarak sumbu pipa arah tegak lurus (m)

D_o = diameter luar pipa (m)

V = kecepatan aliran fluida diluar pipa (/dt)

Sedangkan kecepatan maksimum untuk luasan A₂ harus terjadi pada kondisi :

$$S_D = [S_L^2 + \left(\frac{S_r}{2}\right)^2]^{1/2} < \frac{S_r + D}{2} \dots (\text{reff 1, hal 356})$$

dimana :

S_D = jarak sumbu pipa arah diagonal (m)

S_L = jarak sumbu pipa arah horisontal (m)

S_r = jarak sumbu pipa arah tegak lurus (m)

D = diameter luar pipa (m)

Pada ekonomizer laju perpindahan panas total adalah laju perpindahan panas secara keseluruhan di sepanjang pipa. Hal ini terjadi pada temperatur yang berbeda. Oleh karena itu untuk perencanaan ekonomizer beda temperatur yang dipakai adalah beda temperatur rata-rata logaritmik, ditulis ΔT_m . Dengan demikian persamaan laju perpindahan panas menyeluruh dapat ditulis :

$$q = U_o A \Delta T_m \quad \text{.....(reff 1, hal 646)}$$

dimana :

q = laju perpindahan panas menyeluruh (W)

U_o = koefisien prpindahan panas menyeluruh
(W/m² K)

A = luas permukaan perpindahan panas (m²)

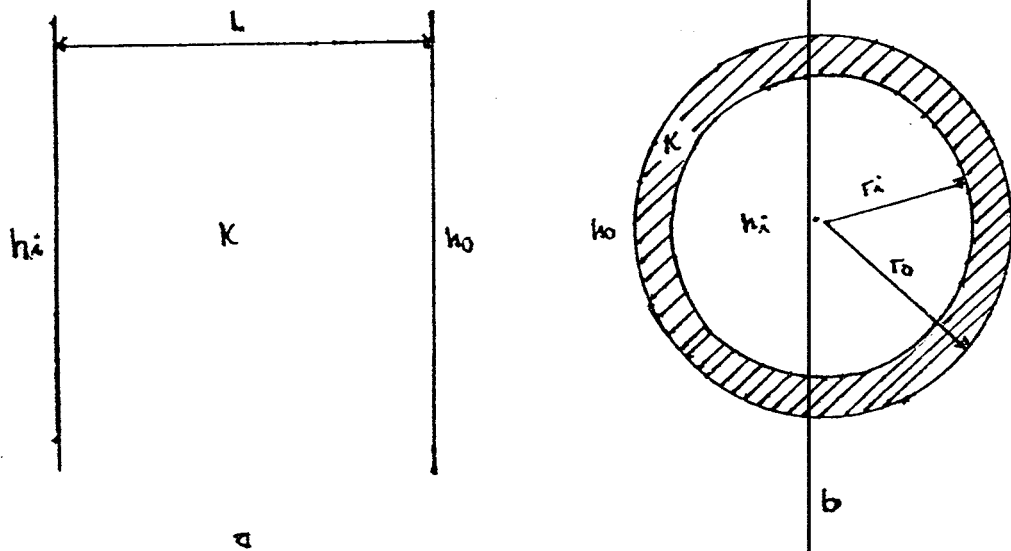
ΔT_m = beda temperatur rata-rata logaritmik (K)

2.3.2. Koefisien Perpindahan Panas Menyeluruh

Bagian penting dari setiap analisa penukar panas adalah menentukan koefisien perpindahan panas menyeluruh. Jika dua fluida pada alat penukar panas dipisahkan oleh dinding datar,

maka koefisien perpindahan panas menyeluruh dinyatakan dalam bentuk :

$$U_o = \frac{1}{1/h_i + L/k + 1/h_o} \dots\dots (\text{reff 2, hal 74})$$



Gambar 2.6. Perpindahan panas menyeluruh

Jika fluida dipisahkan seperti pada gambar b, maka koefisien perpindahan panas dinyatakan dalam bentuk :

$$U_o = \frac{1}{1/h_o + r_o/k \ln (r_o/r_i) + (r_o/r_i) 1/h_i}$$

.....(reff 2, hal 90)

dimana :

U_o = koefisien perpindahan panas menyeluruh
($W/m^2 K$)

h_o = koefisien perpindahan panas konveksi diluar
pipa ($W/m^2 K$)

r_o = diameter luar pipa (m)

k = koefisien perpindahan panas konduksi ($M/m K$)

r_i = diameter dalam pipa (m)

h_i = koefisien perpindahan panas konveksi didalam
pipa ($W/m^2 K$)

Kedua persamaan diatas hanya berlaku untuk permukaan yang bersih. Pada penukar panas umumnya permukaan perpindahan panasnya diliputi oleh kotoran yang berakibat menambah tahanan pada perpindahan panas antara fluida tersebut. Efek ini dapat diselesaikan dengan memasukkan tahanan termal yang disebut fouling factor. Dengan memasukkan tahanan termal ini,

maka koefisien perpindahan panas menyeluruh dapat dinyatakan dalam bentuk :

$$U = \frac{1}{1/h_o + R_{f,o} + r_o/k \ln(r_o/r_i) + (r_o/r_i)R_{f,i} + (r_o/r_i)1/h_i}$$

.....(reff 2, hal 122)

dimana :

$R_{f,o}$ = fouling factor fluida diluar pipa $(m^2 K/W)$

$R_{f,i}$ = fouling factor fluida didalam pipa $(m^2 K/W)$

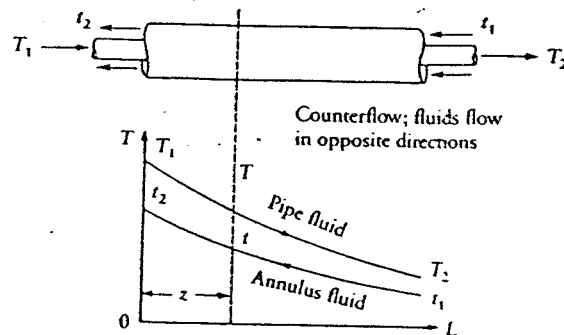
2.3.3. Perbedaan temperatur rata-rata logaritmik

Dalam persamaan laju perpindahan panas diketahui $q = U_o A \Delta T_m$. Dimana ΔT_m adalah perbedaan temperatur rata-rata logaritmik.

Persamaan yang digunakan untuk menentukan ΔT_m adalah :

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln (\Delta T_1 / \Delta T_2)} \text{(reff 1, hal 64B)}$$

- Untuk aliran berlawanan (counter flow)



Gambar 2.7. Distribusi untuk aliran berlawanan

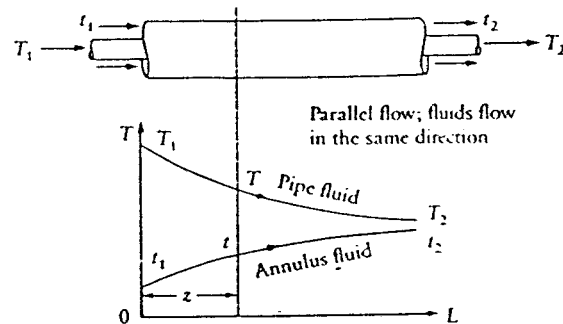
$$\Delta T_1 = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1$$

sehingga :

$$\Delta T_m = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)}$$

- Untuk aliran sejajar (parallel flow)



Gambar 2.8. Distribusi temperatur untuk aliran sejajar

$$\Delta T_1 = T_1 - t_1$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_2$$

sehingga

$$\Delta T_m = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \left(\frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_2} \right)}$$

Sedang untuk aliran menyilang (cross flow), ΔT_m dikalikan dengan faktor koreksi F yang besarnya ditentukan oleh P dan R.

dimana :

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$R = \frac{T_1 - t_2}{t_2 - t_1}$$

Kemudian faktor koreksi F dicari dari lampiran 7, sehingga untuk cross flow :

$$\Delta T_m = F \times \Delta T_{m,cf} \dots\dots(\text{reff 1, hal 650})$$

dimana :

$$\Delta T_{m,cf} = \text{counter flow}$$

2.3.4. Keefektifan penukar panas

Keefektifan penukar panas digunakan untuk mengetahui seberapa baik alat penukar panas tersebut dalam menyerap kalor dari fluida lebih panas untuk diteruskan/dipindahkan ke fluida lebih dingin.

Dengan mengetahui nilai NTU (Number of Transfer Unit) yang dapat dihitung dari persamaan :

$$NTU = \frac{U A}{\dot{m} C_{pmin}} \dots\dots(\text{reff 2, hal 615})$$

dan

$$\frac{\overset{\circ}{m} \overset{\circ}{C_{pmin}}}{\overset{\circ}{m} \overset{\circ}{C_{pmax}}} \dots\dots (\text{reff 2, hal 617})$$

dimana :

U = koefisien perpindahan panas menyeluruh (W/m^2K)

A = luas permukaan perpindahan panas (m^2)

$\overset{\circ}{m} \overset{\circ}{C_{pmin}}$ = nilai $\overset{\circ}{m} \overset{\circ}{C_p}$ dari fluida dalam penukar panas yang paling kecil

$\overset{\circ}{m} \overset{\circ}{C_{pmax}}$ = nilai $\overset{\circ}{m} \overset{\circ}{C_p}$ dari fluida dalam penukar panas yang paling besar

Maka efektifitas penukar panas dapat diketahui dari lampiran 8, dengan memasukkan nilai NTU dan $\frac{\overset{\circ}{m} \overset{\circ}{C_{pmin}}}{\overset{\circ}{m} \overset{\circ}{C_{pmax}}}$.

2.3.5. Pressure drop pada Penukar Panas

BOILERS Types, characteristic and function hal 281, menyatakan bahwa pressure drop yang masih diijinkan untuk ekonomizer yaitu 1 % — 20 % dari tekanan kerja ketel.

1. Pressure drop didalam pipa

Pressure drop yang dialami fluida yang mengalir didalam pipa ekonomizer terdiri dari dua macam yaitu, kerugian mayor yang disebabkan oleh panjang pipa dan kerugian minor yang disebabkan oleh belokan-belokan.

a. Kerugian mayor

$$\Delta P_{ma} = \frac{f L N \rho V^2}{D_i 2} \dots\dots(\text{reff 2, hal 416})$$

dimana :

f = koefisien gesekan pipa

L = panjang pipa (m)

N = jumlah pipa

D_i = diameter dalam pipa (m)

ρ = massa jenis fluida dalam pipa (kg/m^3)

V = kecepatan aliran dalam pipa (m/dt)

b. Kerugian minor

$$\Delta P_{mi} = f \frac{L_e}{D} \frac{\rho V^2}{2} \dots\dots(\text{reff 8, hal 366})$$

dimana :

f = koefisien gesekan

$\frac{L_e}{D}$ = panjang equivalen persatuan diameter

ρ = massa jenis fluida dalam pipa (kg/m^3)

V = kecepatan aliran dalam pipa (m/det)

2. Presuure drop diluar pipa

Pressure drop pada berkas pipa susunan aligned dan staggered dapat dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P = N f_1 f_2 \left(\frac{\rho V_{\max}}{2} \right) \dots (\text{reff 2, hal 501})$$

dimana :

N = jumlah baris pipa

f_1, f_2 = faktor gesekan

ρ = massa jenis fluida diluar pipa (kg/m^3)

V_{\max} = kecepatan aliran maksimum (m/dt)

BAB III

ANALISA BAHAN BAKAR

3.1. Bahan Bakar

Bahan bakar adalah merupakan suatu material yang dikonsumsi untuk menghasilkan energi. Bahan bakar yang digunakan dalam perencanaan ekonomizer ini adalah bagasse dengan komposisi sebagai berikut :

karbon (C) = 47,0 %

Hidrogen (H₂) = 6,5 %

Oksigen (O₂) = 44,0 %

abu = 2,5 %

dengan kadar air 48 % dan kadar gula 2,4 %, sehingga nilai kalor atas (HHV) dan nilai kalor bawah (LHV) dapat diketahui.

$$\text{HHV} = 4550 - 10 S - 45 W \quad (\text{kcal/kg})$$

$$\text{LHV} = 4250 - 10 S - 48 W \quad (\text{kcal/kg})$$

dimana :

S = kadar gula dalam bagasse

W = kadar air dalam bagasse

Maka :

$$\begin{aligned}\text{HHV} &= 4550 - 10 (0,024) - 45 (0,48) \\ &= 4528,16 \text{ kcal/kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{LHV} &= 4250 - 10 (0,024) - 48 (0,48) \\ &= 4226,72 \text{ kcal/kg}\end{aligned}$$

3.2. proses pembakaran

Pembakaran adalah suatu reaksi kimia antara unsur-unsur yang mudah terbakar yang terdapat didalam bahan bakar dengan oksigen.

Pembakaran yang baik adalah memperoleh pembebasan dari semua panas yang dikandung dengan menekan jumlah panas yang hilang karena pembakaran tidak sempurna dan adanya panas yang diserap oleh udara.

Oksigen untuk proses pembakaran ini diambil dari udara atmosfer. Ada berbagai macam kondisi udara menurut kandungan airnya, yaitu :

- udara kering : udara tanpa kandungan uap air
- udara basah : udara dengan kandungan uap air

- udara standart : udara dengan kandungan 0,013 kg air per kg udara kering (sesuai dengan RH = 60 % pada T = 25 °C)

Adapun prosentase gas yang terkandung dalam udara adalah sebagai berikut :

- dalam prosentase berat
 - oksigen (O₂) = 23,15 %
 - Nitrogen (N₂) = 76,85 %
- dalam prosentase volume
 - Oksigen (O₂) = 20,99 %
 - Nitrogen (N₂) = 78,03 %

Gas-gas lainnya mempunyai prosentase yang sangat kecil yaitu 0,98 % volume. Dimana hal ini tidak akan berpengaruh pada perhitungan, karena pengaruh yang ditimbulkan oleh gas-gas tersebut dalam proses pembakaran pada ketel dapat dikatakan tidak ada.

3.2.1. Pembakaran Teoritis

Yang dinamakan pembakaran teoritis adalah suatu reaksi pembakaran sempurna dari suatu unsur yang mudah terbakar.

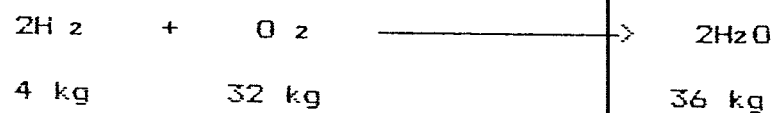
Pada pembakaran teoritis ini akan dibutuhkan sejumlah udara minimal (teoritis).

Sebagai contoh :

- Reaksi pembakaran karbon



- Reaksi pembakaran hidrogen



Untuk pembakaran sempurna 1 kg hidrogen dibutuhkan oksigen sebanyak $\frac{32}{12}$ kg. Dengan demikian kebutuhan udara kering teoritis yang diperlukan adalah :

$$\begin{aligned} \text{Mu kering (teo)} &= \frac{100}{23,15} \times \frac{32}{12} \\ &= 11,52 \text{ kg/kg C} \end{aligned}$$

Sedang untuk pembakaran sempurna 1 kg hidrogen dibutuhkan oksigen sebanyak $\frac{32}{4}$ kg.

$$\begin{aligned} \text{Mu kering (teo)} &= \frac{100}{23,15} \times \frac{32}{4} \\ &= 34,56 \text{ kg/kg H}_2 \end{aligned}$$

Untuk bahan bakar bagasse yang telah diketahui komposisi kimianya, yaitu :

$$C = 47,0 \%$$

$$H_2 = 6,5 \%$$

$$O_2 = 44,0 \%$$

$$\text{abu} = 2,5 \%$$

dimana bagasse tersebut mempunyai kandungan uap air sebesar 48 %, maka untuk memperoleh bagasse kering, komposisi kimia tersebut harus dikalikan dengan faktor pengali yang besarnya adalah $1 - 48 \% = 0,52$

Sehingga komposisi kimia kering bagasse menjadi :

$$C = 47,0 \% \times 0,52 = 24,4 \%$$

$$H_2 = 6,50 \% \times 0,52 = 3,38 \%$$

$$O_2 = 44,0 \% \times 0,52 = 22,8 \%$$

$$\text{abu} = 2,5 \% \times 0,52 = 1,3 \%$$

maka kebutuhan udara minimum untuk pembakaran sempurna dapat dihitung dengan persamaan :

$$Mu_t = 11,53 C + 34,6 \left(H - \frac{O}{8} \right) \quad \text{kg/kg bb}$$

dimana :

C = kandungan karbon dalam bahan bakar

H = kandungan hidrogen dalam bahan bakar

O = kandungan oksigen dalam bahan bakar

Sehingga

$$\begin{aligned} \text{Mu t} &= 11,53 (0,244) + 34,6 (0,0338 - \frac{0,228}{8}) \\ &= 2,9366 \text{ kg/kg bb} \end{aligned}$$

Sedang untuk massa gas asap teoritis dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} \text{Mg t} &= 12,53 \text{ C} + 26,6 (H - \frac{O}{8}) + 9 \text{ H} \quad \text{kg/kg bb} \\ &= 12,53 (0,244) + 26,6 (0,0338 - \frac{0,228}{8}) \\ &\quad + 9 (0,0338) \quad \text{kg/kg bb} \\ &= 3,5024 \quad \text{kg/kg bb} \end{aligned}$$

3.2.2 pembakaran Sebenarnya

Didalam pembakaran tidak seluruh unsur dalam bahan bakar tersebut terbakar sempurna. Sebagai contoh adalah pembakaran dari karbon (C). Tidak seluruh karbon akan terbakar menjadi CO₂, tetapi juga terbakar menjadi CO atau masih dalam bentuk aslinya C. Dengan demikian maka terdapat kehilangan-kehilangan yang berupa kerugian panas yang seharusnya bisa dibebaskan dari pembakaran karbon. Untuk menekan kerugian tersebut sampai tingkat minimal, maka perlu diberikan udara lebih (excess air) pada sejumlah udara teoritis yang dipakai sehingga tersedia cukup oksigen untuk pembakaran.

Dengan adanya udara lebih (excess air), maka jumlah udara sebenarnya yang digunakan adalah :

$$Mu_{act} = Mu_t + Mu_l \quad \text{kg/kg bb}$$

dimana :

$$Mu_l = Ea \times Mu_t \quad \text{kg/kg bb}$$

Ea = prosentase udara lebih

= untuk bahanbakar bagasse harga Ea kita ambil

63 % (E. Hugot, hal 878)

$$Mu_l = 63 \% \times 2,9366$$

$$= 1,85 \quad \text{kg/kg bb}$$

Sehingga

$$Mu_{act} = 2,9366 + 1,85$$

$$= 4,7866 \quad \text{kg/kg bb}$$

Karena udara pembakar yang biasanya digunakan dalam proses pembakaran sama sekali bukan udara kering melainkan udara standart, dimana pada temperatur 25°C dan RH = 60 % massa uap air dalam 1 kg udara = 0,02 kg/kg bb.

Maka hasil diatas masih dihitung lagi dengan persamaan :

$$Mu_{pembakar} = Mu_{act} (1 + M_{H_2O}) \quad \text{kg/kg bb}$$

dimana :

$$M_{H_2O} = 0,02 \quad \text{kg/kg bb}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} M_{u,\text{pembakar}} &= 4,7866 (1 + 0,02) \\ &= 4,8823 \text{ kg/kg bb} \end{aligned}$$

massa gas asap sesungguhnya adalah :

$$\begin{aligned} M_{g,\text{act}} &= M_{u,\text{pembakar}} + M_{bb} \text{ kg/kg bb} \\ &= 4,8823 + 1 \\ &= 5,8823 \text{ kg/kg bb} \end{aligned}$$

3.3. Analisa Gas Buang

Dengan adanya udara lebih dalam suplai udara pembakaran, maka pada proses pembakaran diharapkan semua bahan bakar dapat terbakar sempurna. Dalam menganalisa gas hasil pembakaran diasumsikan pembakaran yang terjadi diruang bakar adalah pembakaran sempurna. Dengan cara menghitung kandungan unsur-unsur pembentuk gas buang akan diperoleh gas hasil pembakaran. Adapun erat dari masing-masing gas penyusun adalah : (E. HUGOT - Handbook Cane of Sugar Engineering)

a. Nitrogen (N_2)

$$M_{N_2} = 1,333 \times \frac{76,85}{23,15} \times (1 - w) m$$

dimana :

$$m = 1 + Ea$$

$$= 1 + 0,63 = 1,63$$

$$\begin{aligned} M_{N_2} &= 1,333 \times \frac{76,85}{23,15} \times (1 - 0,48) \times 1,63 \\ &= 3,7507 \text{ kg/kg bb} \end{aligned}$$

b. Oksigen (O_2)

$$\begin{aligned} M_{O_2} &= 1,333 \times (1 - w) \times (m - 1) \\ &= 1,333 \times (1 - 0,48) \times (1,63 - 1) \\ &= 0,4366 \text{ kg/kg bb} \end{aligned}$$

c. Air (H_2O)

$$\begin{aligned} M_{H_2O} &= 0,585 \times (1 - w) + w \\ &= 0,585 \times (1 - 0,48) + 0,48 \\ &= 0,7842 \text{ kg/kg bb} \end{aligned}$$

d. Karbon Dioksida (CO_2)

$$\begin{aligned} M_{CO_2} &= 0,47 \times 3,67 (1 - w) \\ &= 0,57 \times (1 - 0,48) \\ &= 0,8969 \text{ kg/kg bb} \end{aligned}$$

massa gas asap total adalah,

$$\begin{aligned} M_{g,tot} &= M_{N_2} + M_{O_2} + M_{H_2O} + M_{CO_2} \\ &= 3,7505 + 0,4366 + 0,7842 + 0,8969 \\ &= 5,8684 \text{ kg/kg bb} \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diatas maka fraksi beratnya adalah :

$$X_{N_2} = \frac{M_{N_2}}{M_{g,t}} = \frac{3,7507}{5,8684} = 62,84 \%$$

$$X_{O_2} = \frac{M_{O_2}}{M_{g,t}} = \frac{0,4366}{5,8684} = 7,45 \%$$

$$X_{H_2O} = \frac{M_{H_2O}}{M_{g,t}} = \frac{0,7842}{5,8684} = 13,36 \%$$

$$X_{CO_2} = \frac{M_{CO_2}}{M_{g,t}} = \frac{0,8969}{5,8684} = 15,29 \%$$

3.3.1. Panas Jenis Gas Buang

Panas jenis gas buang tergantung dari unsur-unsur dan fraksi berat penyusun gas buang pada temperatur T, dirumuskan sebagai berikut :

$$C_p N_2 = 0,246 + 0,000011 T$$

$$C_p O_2 = 0,214 + 0,000010 T$$

$$C_p H_2O = 0,468 + 0,000087 T$$

$$C_p CO_2 = 0,199 + 0,000046 T$$

Dengan harga fraksi berat di atas maka :

$$\begin{aligned} C_p N_2 &= 0,6284 (0,246 + 0,000011 T) \\ &= 0,1546 + 0,00000691 T \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_p O_2 &= 0,0745 (0,214 + 0,000010 T) \\ &= 0,01594 + 0,00000745 T \end{aligned}$$

$$C_p H_2O = 0,1336 (0,468 + 0,000081 T)$$

$$= 0,06253 + 0,0000108 T$$

$$C_p CO_2 = 0,1529 (0,199 + 0,000046 T)$$

$$= 0,03043 + 0,00000703 T$$

maka,

$$C_{pg} = C_p N_2 + C_p O_2 + C_p H_2O + C_p CO_2$$

$$= 0,2635 + 0,000025484 T \text{ kcal/kg}$$

dimana :

T = temperatur rata-rata gas buang (K)

$$T = \frac{T_m + T_k}{2}$$

dimana :

$$T_m = 400^{\circ} C$$

$$T_k = 246^{\circ} C$$

$$T = \frac{400 + 246}{2} = 323^{\circ} C = 596^{\circ} K$$

sehingga,

$$C_{pg} = 0,2635 + 0,000025485 (596)$$

$$= 0,2786 \text{ kcal/kg}$$

3.3.2. Properties Gas Buang Yang Lain

Untuk mengetahui properties gas buang selain panas jenis, didasarkan pada temperatur rata-ratanya serta

unsur-unsur yang terkandung dalam gas buang dan fraksi berat penyusun gas buang.

Dimana diketahui temperatur rata-rata gas buang $T = 596^{\circ} \text{ K}$

- massa jenis gas buang, ρ

$$\rho_{N_2} \cdot X_{N_2} = 0,5732 \times 0,6284 = 0,3601 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{O_2} \cdot X_{O_2} = 0,6551 \times 0,0745 = 0,0448 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{H_2O} \cdot X_{H_2O} = 0,368 \times 0,1336 = 0,0491 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{CO_2} \cdot X_{CO_2} = 0,9002 \times 0,1529 = 0,1376 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Jadi massa jenis gas buang} = 0,5956 \text{ kg/m}^3$$

- Viskositas absolut, μ

$$\mu_{N_2} \cdot X_{N_2} = 28,97 \times 10^{-6} \times 0,6284 = 18,20 \times 10^{-6}$$

$$\mu_{O_2} \cdot X_{O_2} = 33,76 \times 10^{-6} \times 0,0745 = 2,51 \times 10^{-6}$$

$$\mu_{H_2O} \cdot X_{H_2O} = 20,52 \times 10^{-6} \times 0,1336 = 2,74 \times 10^{-6}$$

$$\mu_{CO_2} \cdot X_{CO_2} = 26,69 \times 10^{-6} \times 0,1529 = 4,08 \times 10^{-6}$$

$$\text{Jadi viskositas absolut} = 27,53 \times 10^{-6} \text{ N s/m}^2$$

- Koefisien konduksi, k

$$k_{N_2} \cdot X_{N_2} = 0,04556 \times 0,6284 = 0,0286$$

$$k_{O_2} \cdot X_{O_2} = 0,04806 \times 0,0745 = 0,0035$$

$$kH_{2O} \times H_{2O} = 0,04185 \times 0,1336 = 0,0055$$

$$kCO_2 \times CO_2 = 0,04271 \times 0,1529 = 0,0065$$

$$\text{Jadi koefisien konduksi} = 0,0441 \text{ W/m K}$$

- Viskositas kinematis, ν

$$\nu N_2 \times N_2 = 50,64 \times 10^{-6} \times 0,6284 = 31,82 \times 10^{-6}$$

$$\nu O_2 \times O_2 = 51,58 \times 10^{-6} \times 0,0745 = 3,84 \times 10^{-6}$$

$$\nu H_2O \times H_2O = 55,83 \times 10^{-6} \times 0,1336 = 7,45 \times 10^{-6}$$

$$\nu CO_2 \times CO_2 = 29,67 \times 10^{-6} \times 0,1529 = 4,53 \times 10^{-6}$$

$$\text{Jadi viskositas kinematis} = 47,64 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

- Prandtl number, pr

$$pr N_2 \times N_2 = 0,685 \times 0,6284 = 0,43$$

$$pr O_2 \times O_2 = 0,703 \times 0,0745 = 0,052$$

$$pr H_2O \times H_2O = 0,986 \times 0,1336 = 0,131$$

$$pr CO_2 \times CO_2 = 0,669 \times 0,1529 = 0,102$$

$$\text{Jadi Prandtl number} = 0,715$$

3.4. Effisiensi ketel

Pada ketel, effisiensi termis yang dapat dicapai

berkisar antara 0,5 sampai 0,9 tergantung dari kualitas ketel dan konstruksinya.

Selain pertimbangan yang logis dan dapat dimengerti bahwa adanya efisiensi pada ketel sangat berhubungan dengan kemampuan dari ketel tersebut dalam proses pengelolaan dari sistem keseluruhan baik dari proses pembakaran, peredaran flue gas yang terjadi, pemanfaatan dari flue gas secara optimal sampai keluar dari cerobong asap.

Pada proses pembakaran yang sebenarnya tidak semua energi yang dikandung dalam bahan bakar dapat dirubah menjadi energi panas. Selanjutnya energi panas yang dapat dibangkitkan dari proses pembakaran juga tidak seluruhnya dapat dimanfaatkan, hal ini disebabkan karena di dalam ketel terjadi beberapa kerugian energi panas.

Kerugian-kerugian tersebut antara lain :

1. Energi panas yang terbawa gas buang
2. Adanya moisture dalam udara pembakaran
3. Karena pembakaran tidak sempurna
4. Karena bahan bakar yang tidak terbakar
5. Karena moisture yang terkandung

6. Karena adanya hidrogen

7. Karena perpindahan panas radiasi, konveksi dan konduksi

Sehingga efisiensi ketel adalah :

$$\eta = \frac{HHV - R_{tot}}{HHV} \times 100 \%$$

dimana :

HHV = nilai kalor atas bahan bakar (kcal/kg)

R_{tot} = kerugian panas total (kcal/kg)

PERHITUNGAN KERUGIAN ENERGI PANAS

1. Kerugian energi panas yang terbawa gas buang

$$R_1 = M_{g \text{ act}} C_{pg} (T_g - T_u) \quad (\text{kcal/kg})$$

dimana :

M_{g act} = massa gas buang sebenarnya

$$= 5,8823 \text{ kg/kg bb}$$

C_{pg} = panas jenis gas buang

$$= 0,2786 \text{ kcal/kg}$$

T_g = temperatur gas buang

$$= 400^{\circ} \text{ C}$$

T_u = temperatur udara

$$= 25^{\circ} \text{ C}$$

maka,

$$R_1 = 5,8823 \times 0,2786 \times (400 - 25)$$

$$= 614,55 \text{ kcal/kg}$$

2. Kerugian karena adanya moisture dalam udara pembakaran

$$R_2 = m_a \mu_{u,pembakar} C_p (T_g - T_u)$$

dimana :

m_a = kandungan moisture dalam udara pembakaran

$$= 0,20 \text{ kg/kg bb (pada } T = 25^{\circ} \text{ C, RH} = 60 \text{ \%)}$$

$\mu_{u,pem}$ = massa udara pembakaran sebenarnya

$$= 4,8823 \text{ kg/kg bb}$$

C_p = panas jenis uap air

$$= 0,4754 \text{ kcal/kg}$$

maka,

$$R_2 = 0,02 \times 4,8823 \times 0,4754 \times (400 - 25)$$

$$= 17,44 \text{ kcal/kg}$$

3. Kerugian karena pembakaran kurang sempurna

$$R_3 = 5644,48 \text{ C } \left(\frac{CO}{CO_2 + CO} \right)$$

dimana :

$$\begin{aligned} C &= \text{prosentase unsur karbon dalam bahan bakar} \\ &= 24,4 \% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} CO_2 &= \text{prosentase } CO_2 \text{ dalam gas buang} \\ &= \frac{44}{12} \times 0,244 = 0,89 \text{ kg/kg bb} \\ &= \frac{0,89}{5,8823} \times 100 \% = 15,2 \% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} CO &= \text{prosentase } CO \text{ dalam gas buang} \\ &= 0,4 \% \quad (\text{asumsi}) \end{aligned}$$

maka :

$$\begin{aligned} R3 &= 5644,48 \times 0,244 \left(\frac{0,004}{15,2 + 0,004} \right) \\ &= 36,31 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

4. Kerugian karena bahan bakar yang tidak terbakar

$$R4 = \frac{LHV}{100} \left(\frac{y + z}{100 - y} \right)$$

dimana :

$$\begin{aligned} LHV &= \text{nilai kalor bawah bahan bakar} \\ &= 4226,72 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y &= \text{prosentase unsur-unsur bahan bakar yang} \\ &\quad \text{terbakar} \\ &= 24,4 + 3,38 = 27,78 \% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} z &= \text{kandungan abu dalam bahan bakar} \\ &= 2,5 \% \end{aligned}$$

maka,

$$R4 = \frac{4226,72}{100} \times \left(\frac{27,78 \times 2,5}{100 - 27,78} \right) \\ = 40,64 \text{ kcal/kg}$$

5. Kerugian karena moisture yang terkandung

$$R5 = m_a (h_u - h_a)$$

dimana :

m_a = kandungan moisture dalam bahan bakar

$$= 0,020 \text{ kg/kg bb}$$

h_u = entalpi uap pada T gas buang dan $P = 1 \text{ atm}$

$$= 771,76 \text{ kca/kg}$$

h_a = entalpi air pada T udara dan $P = 1 \text{ atm}$

$$= 25,05 \text{ kcal/kg}$$

maka,

$$R5 = 0,02 \times (771 - 25,05) \\ = 14,93 \text{ kcal/kg}$$

6. Kerugian karena hidrogen

$$R6 = 9 H (h_u - h_a)$$

dimana :

H = kandungan hidrogen dalam bahan bakar

maka,

$$R6 = 9 \times 0,0338 \times (771,76 - 25,05) \\ = 227,14 \text{ kcal/kg}$$

7. Kerugian karena perpindahan panas

Besarnya kerugian ini 2 % sampai 6 % dari LHV
diambil 6 % maka,

$$\begin{aligned} R_7 &= 4528,16 \times 0,06 \\ &= 271,68 \text{ kca/kg} \end{aligned}$$

Kerugian energi panas total :

$$\begin{aligned} R_{\text{tot}} &= R_1 + R_2 + R_3 + R_4 + R_5 + R_6 + R_7 \\ &= 614,55 + 17,14 + 36,31 + 40,64 + 14,93 \\ &\quad + 227,14 + 271,68 \\ R_{\text{tot}} &= 1223,57 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

Effisiensi ketel

$$\begin{aligned} \eta &= \frac{HHV - R_{\text{tot}}}{HHV} \times 100 \% \\ &= \frac{4528,16 - 1223,57}{4528,16} \times 100 \% \\ &= 72,97 \% \end{aligned}$$

3.5. Kebutuhan bahan bakar tiap jam

Jumlah bahan bakar yang dibutuhkan untuk pembakaran
didalam ketel setiap jamnya adalah :

$$B = \frac{W_s (h_u - h_a)}{\eta \times HHV}$$

dimana :

W_s = produksi uap perjam

= 32 ton/jam

h_u = entalpi spesifik uap pada $T = 325^{\circ} \text{C}$ dan $P = 17 \text{ atm}$

= 750,5 kcal/kg

h_a = entalpi air masuk ketel pada $T = 120^{\circ} \text{C}$

= 120,3 kcal/kg

η = efisiensi ketel

= 72,97 %

HHV = 4528,16 kcal/kg

Sehingga,

$$B = \frac{32 \times (750,5 - 120,3)}{0,7297 \times 4528,16}$$
$$= 6,1 \text{ ton/jam}$$

BAB IV

PERENCANAAN EKONOMIZER

4.1. Data Perencanaan

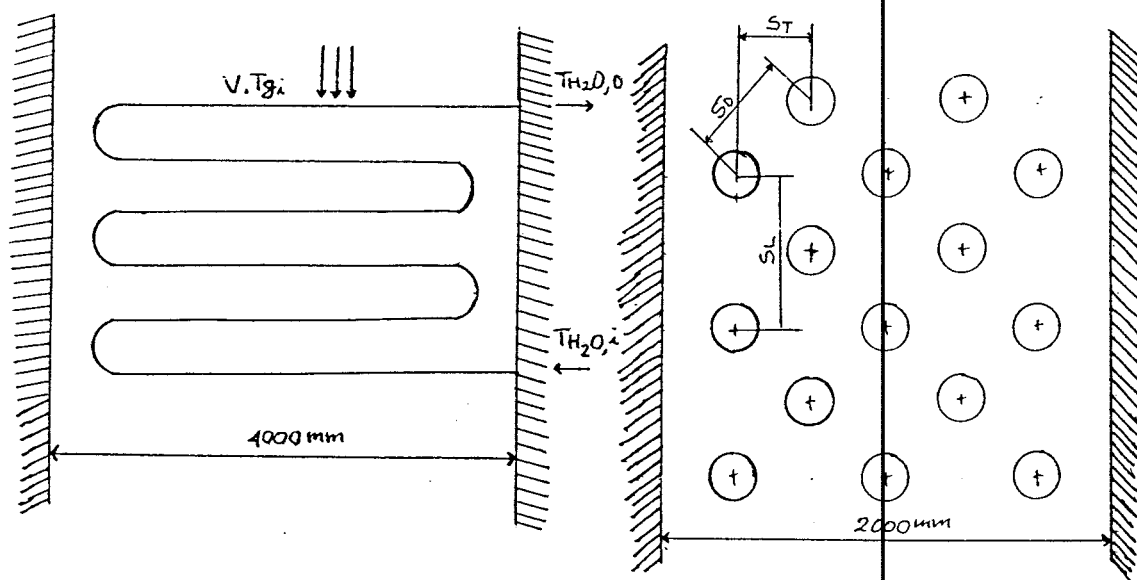
Jenis ketel	: pipa air
Merk	: STORK B & W
Asal negara	: Belanda
Kapasitas	: 32 Ton/jam
Tekanan	: 17 kg/cm ²
Temperatur uap	: 325 °C

UNTUK EKONOMIZER

Type ekonomizer	: separate ekonomizer
Susunan berkas pipa	: staggered
Jumlah deret pipa (Nr)	: 9
Jumlah baris pipa (NL)	: 6
Panjang tiap pipa	: 4 m
Diameter dalam pipa	: 59 mm = 0,059 m
Diameter luar pipa	: 73 mm = 0,073 m
Jarak Sr	: 219 mm
Jarak SL	: 189 mm

Bahan pipa : besi tuang
Temperatur gas masuk (T_m) : 400°C
Temperatur gas keluar (T_k) : 246°C
Temperatur air masuk (t_m) : 120°C
Temperatur air keluar (t_k) : 175°C

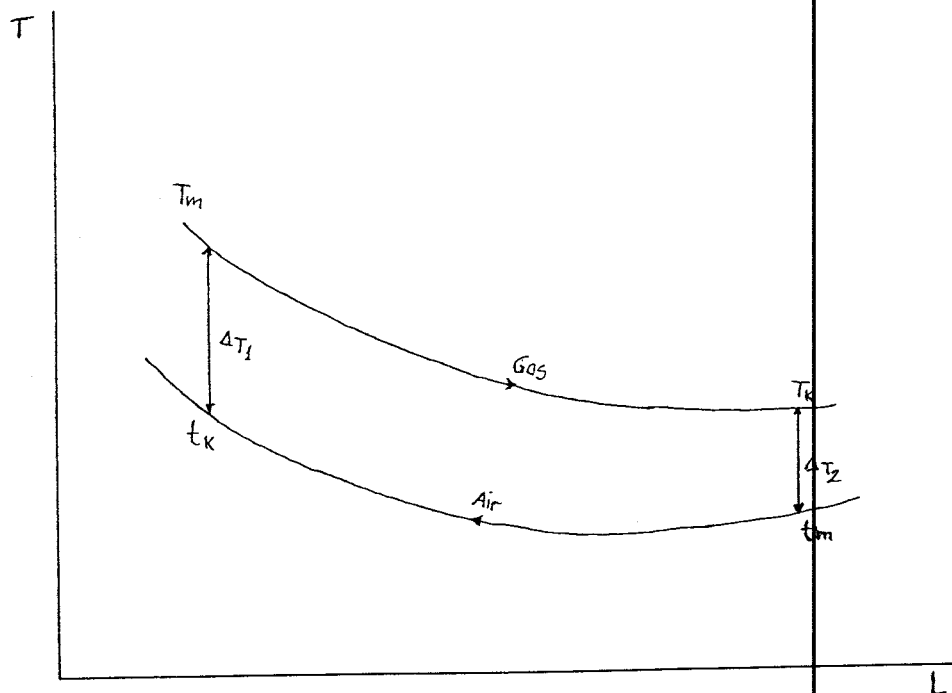
KONSTRUKSI EKONOMIZER YANG DIRENCANAKAN



4.2. Perbedaan Temperatur Rata-rata Logaritmik (LMTD)

Pada gambar diatas diketahui bahwa dalam perencanaan ini diambil pipa ekonomizer dengan posisi cross flow, yaitu pipa horizontal dan flue gas mengalir vertikal dari atas ke bawah, sedang aliran air berlawanan dengan aliran flue gas yaitu dari bawah ke atas.

Distribusi temperaturnya adalah



$$\begin{aligned}\Delta T_m &= \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \\&= \frac{(T_m - t_k) - (T_k - t_m)}{\ln \frac{(T_m - t_k)}{(T_k - t_m)}} \\&= \frac{(400 - 175) - (246 - 120)}{\ln \frac{(400 - 175)}{(246 - 120)}} \\&= 170,74^\circ \text{ C}\end{aligned}$$

Dimana untuk aliran menyilang, ΔT_m dikalikan dengan faktor koreksi (F), yang besarnya ditentukan oleh P dan R.

$$\begin{aligned}P &= \frac{t_k - t_m}{T_m - t_m} \\&= \frac{175 - 120}{400 - 120} = 0,1964 \\R &= \frac{T_m - T_k}{t_k - t_m} \\&= \frac{400 - 246}{175 - 120} = 2,8\end{aligned}$$

Dari lampiran didapat faktor koreksi $F = 0,96$ sehingga,

$$\begin{aligned}\Delta T_m &= F \Delta T_{m,cr} \\&= 0,96 \times 170,74 \\&= 163,91^\circ \text{ C}\end{aligned}$$

4.3. Koeffisien Perpindahan Panas

4.3.1. Koeffisien Perpindahan Panas Konduksi Pipa, k

Seperti telah diuraikan diawal bab ini bahwa dalam perencanaan ekonomizer ini digunakan bahan dari besi tuang.

Koeffisien konduksi bahan pipa dicari berdasarkan temperatur film rata-rata yang besarnya :

$$T_f = \frac{T_b + t_d}{2}$$

dimana :

$$\begin{aligned} T_b &= \text{temperatur borongan rata-rata} \\ &= \frac{400 + 246}{2} = 323^{\circ} \text{C} = 596^{\circ} \text{K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_d &= \text{temperatur dinding pipa} \\ &= 425^{\circ} \text{K (asumsi)} \end{aligned}$$

$$T_f = \frac{596 + 425}{2} = 510,5^{\circ} \text{K}$$

Dari lampiran 4, untuk bahan besi tuang dengan temperatur rata-rata $510,5^{\circ} \text{K}$ didapatkan harga koeffisien konduksi bahan pipa, $k = 51,826 \text{ W/m}^2 \text{ K}$.

4.3.2. Koeffisien Perpindahan Panas Konveksi Air, h_i

Diketahui temperatur air masuk ekonomizer $t_m = 120^{\circ} \text{C}$ dan temperatur air keluar ekonomizer $t_k = 175^{\circ} \text{C}$, sehingga

temperatur rata-rata adalah :

$$T_{ra} = \frac{t_m + t_k}{2} = 147,5^{\circ} \text{ C} = 420,5^{\circ} \text{ K}$$

Dari lampiran 1, pada $T = 420,5^{\circ} \text{ K}$ untuk air didapat :

$$\rho = 527,9 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 14,18 \cdot 10^{-6} \text{ N s/m}^2$$

$$k = 0,0276 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$pr = 1,027$$

mass flow rate air pada setiap pipa

$$\dot{m} = \frac{32000}{9} = 3555,55 \text{ kg/jam}$$

Volume flow rate pada setiap pipa

$$V = \frac{\dot{m}}{\rho}$$

$$= \frac{3555,55}{527,9} = 6,73 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Kecepatan air dalam pipa

$$V_a = \frac{V}{\frac{\pi D_i^2}{4}}$$

$$= \frac{6,73}{1/4 \cdot 3,14 \cdot 0,057^2}$$

$$= 2464,8 \text{ m/jam} = 0,684 \text{ m/det}$$

Reynold number, Re_D

$$Re_D = \frac{\rho V_a D_i}{\mu}$$

dimana :

ρ = massa jenis air

$$= 527,9 \text{ kg/m}^3$$

V_a = kecepatan air

$$= 0,684 \text{ m/det}$$

D_i = diameter dalam pipa

$$= 0,059 \text{ m}$$

μ = viskositas absolut

$$= 14,18 \cdot 10^{-6} \text{ N s/m}^2$$

sehingga,

$$Re_D = \frac{527,9 \times 0,684 \times 0,059}{14,18 \cdot 10^{-6}}$$

$$= 1502393$$

Nusselt number, Nu_D

$$Nu_D = 0,023 Re_D^{4/5} Pr^n$$

$$= 0,023 \times 1502393^{4/5} 1,027^{0,4}$$

$$= 2031,34$$

Kemudian h_i dihitung dengan persamaan

$$\begin{aligned} h_i &= Nu_{i,D} \frac{k}{D_i} \\ &= 2031,34 \frac{0,0276}{0,059} \\ &= 950,25 \text{ W/m}^2 \text{ K} \end{aligned}$$

4.3.2.2. Koeffisien Perpindahan panas konveksi Gas Buang, h_o

Diketahui temperatur gas buang masuk ekonomizer $T_m = 400^\circ \text{ C}$ dan temperatur gas buang keluar ekonomizer $T_k = 246^\circ \text{ C}$, sehingga temperatur rata-rata gas buang adalah :

$$\begin{aligned} T_{rg} &= \frac{T_m + T_k}{2} \\ &= \frac{400 + 246}{2} = 596^\circ \text{ K} \end{aligned}$$

Dari bab terdahulu didapatkan harga-harga

$$C_{pg} = 0,2786 \text{ kcal/kg}$$

$$\rho = 0,5956 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 27,53 \cdot 10^{-6} \text{ N s/m}^2$$

$$\nu = 47,64 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$k = 0,0441 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$Pr = 0,715$$

Kecepatan gas buang masuk ekonomizer

$$V_g = \frac{m}{A \rho}$$

dimana :

m = mass flow gas buang

$$= 6100 \text{ kg/jam} \times 5,8823$$

$$= 35882,03 \text{ kg/jam} = 9,96 \text{ kg/det}$$

$$\rho = 0,5956 \text{ kg/m}^3$$

$$A = 2 \times 4 = 8 \text{ m}^2$$

sehingga,

$$V_g = \frac{35882,03}{8 \times 0,5956} = 7530,64 \text{ m/jam} = 2,09 \text{ m/det}$$

diketahui,

$$S_T = 219 \text{ mm}$$

$$S_L = 189 \text{ mm}$$

$$S_D = (S_L^2 + (S_T/2)^2)^{1/2}$$

$$= (189^2 + (219/2)^2)^{1/2}$$

$$= 219 \text{ mm}$$

$$\frac{S_T + D_o}{2} = \frac{0,219 + 0,073}{2} = 0,146 \text{ m}$$

$$\text{untuk } S_D > \frac{S_T + D_o}{2}$$

maka kecepatan gas buang maksimum yang terjadi dalam ekonomizer adalah :

$$\begin{aligned} V_{\max} &= \frac{S_r}{S_r - D_o} V_g \\ &= \frac{0,219}{0,219 - 0,073} \times 2,09 \\ &= 3,135 \text{ m/det} \end{aligned}$$

Reynold number maksimum, $Re_{D \max}$

$$\begin{aligned} Re_{D \max} &= \frac{V_{\max} D_o}{\nu} \\ &= \frac{3,135 \times 0,073}{47,64 \cdot 10^{-6}} \\ &= 4803,84 \end{aligned}$$

Nusselt number gas buang

$$Nu_{D} = 1,13 C_1 Re_{D \max}^m pr^{1/3}$$

dengan memasukkan harga $S_r/D_o = 3$ dan $SL/D_o = 2,5$ didapat harga $C_1 = 0,448$ dan $m = 0,572$

maka,

$$\begin{aligned} Nu_{D} &= 1,13 \times 0,448 \times 4803,84^{0,572} \times 0,715^{1/3} \\ &= 57,76 \end{aligned}$$

Koeffisien konveksi gas buang dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} h_g &= Nu_{D} \frac{k}{D_o} \\ &= 57,76 \frac{0,0441}{0,073} \\ &= 34,89 \text{ W/m}^2 \text{ K} \end{aligned}$$

4.3.3. Koeffisien Perpindahan Panas Menyeluruh

koeffisien perpindahan panas menyeluruh dihitung dengan menggunakan persamaan berikut :

$$U_o = \frac{1}{1/h_o + R_{fo} + r_o/k \ln (r_o/r_i) + (r_o/r_i) R_{fi} + (r_o/r_i) 1/h_i}$$

dimana :

h_o = koeffisien konveksi gas buang

$$= 34,89 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

h_i = koeffisien konveksi air

$$= 950,25 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

k = koeffisien konduksi pipa

$$= 51,826 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

r_o = diameter luar pipa

$$= 0,073 \text{ m}$$

r_i = diameter dalam pipa

$$= 0,059 \text{ m}$$

R_{fo} = fouling faktor fluida diluaar pipa

$$= 0,0005 \text{ m}^2 \text{ K/W}$$

R_{fi} = fouling faktor didalam pipa

$$= 0,0002 \text{ m}^2 \text{ K/W}$$

sehingga,

$$U_o = \left(\frac{1}{34,84} + 0,0005 + \frac{0,073}{51,826} \ln \left(\frac{0,073}{0,059} \right) + \left(\frac{0,073}{0,059} \right) \right. \\ \left. 0,0002 + \left(\frac{0,073}{0,059} \right) \frac{1}{950,25} \right)^{-1} \\ = 171,188 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

4.4. Luas Pemanas

Luas pemanas ekonomizer dappat dihitung dari laju perpindahan panas, yaitu :

$$q = mg \text{ Cpg } (T_m - T_k)$$

dimana :

q = laju perpindahan panas

mg = massflow gas buang

$$= 9,96$$

Cpg = panas jenis gas buang

$$= 0,2786$$

T_m = suhu gas buang masuk ekonomizer

$$= 400^{\circ} \text{ C}$$

T_k = suhu gas buang keluar ekonomizer

$$= 246^{\circ} \text{ C}$$

sehingga,

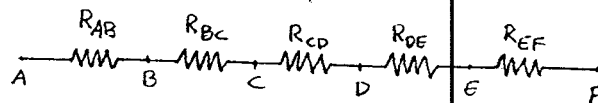
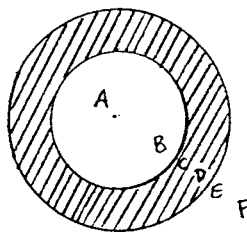
$$\begin{aligned} q &= 9,96 \times 0,2786 (400 - 246) \\ &= 427,32782 \text{ kcal/kg} \\ &= 1788794,3 \text{ watt} \end{aligned}$$

sehingga luas bidang pemanas

$$\begin{aligned} A &= \frac{q}{U_o \Delta T_m} \\ &= \frac{1788794,3}{171,188 \times 163,91} = 63,75^2 \text{ m} \end{aligned}$$

4.5. Perhitungan Temperatur Dinding Pipa

Temperatur dinding pipa yang diasumsikan yang digunakan dalam mencari koefisien konduksi pipa perlu dicari kebenarannya. Pengecekan dilakukan berdasarkan tahanan termal tiap-tiap kondisi seperti terlihat pada gambar dibawah ini :



Dimana tahanan termal untuk tiap-tiap kondisi dari A sampai F dinyatakan sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Tahanan termal AB (RAB)} &= (r_o/r_i) 1/h_i \\ &= 0,000224 \text{ m}^2 \text{ K/W} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tahanan termal BC (RBC)} &= (r_o/r_i) R_{fi} \\ &= 0,000247 \text{ m}^2 \text{ K/W} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tahanan termal CD (RCD)} &= (r_o/k) \ln (r_o/r_i) \\ &= 0,000299 \text{ m}^2 \text{ K/W} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tahanan termal DE (RDE)} &= R_{fo} \\ &= 0,0005 \text{ m}^2 \text{ K/W} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tahanan termal EF (REF)} &= 1/h_o \\ &= 0,02 \end{aligned}$$

Besarnya temperatur permukaan ditentukan berdasarkan keseimbangan energi yang melintasi tiap-tiap lapisan.

fluks panas yang terjadi pada pipa ekonomizer,

$$q'' = \frac{T_g - T_{so}}{R_{EF}} = \frac{T_g - T_a}{R_{AF}} = \frac{T_g - T_{si}}{R_{BF}}$$

dimana :

$$\begin{aligned} R_{BF} &= R_{EF} + R_{DE} + R_{CD} + R_{BC} \\ &= 0,02 + 0,0005 + 0,000299 + 0,000247 \\ &= 0,02104 \text{ m}^2 \text{ K/W} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{RAF} &= \text{RBF} + \text{RAB} \\
 &= 0,02104 + 0,000224 \\
 &= 0,021264 \text{ m}^2 \text{ K/W}
 \end{aligned}$$

maka temperatur permukaan adalah :

$$\begin{aligned}
 T_{so} &= T_g - \frac{\text{REF}}{\text{RAF}} (T_g - T_a) \\
 &= 596 - \frac{0,02}{0,021264} (596 - 420,5) \\
 &= 430,9^\circ \text{ K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 T_{si} &= T_g - \frac{\text{RBF}}{\text{RAF}} (T_g - T_a) \\
 &= 596 - \frac{0,02104}{0,021264} (596 - 420,5) \\
 &= 422,34^\circ \text{ K}
 \end{aligned}$$

4.6. Effektivitas Ekonomizer

Untuk mengetahui keeffektifan ekonomizer, kita hitung dahulu nilai NTU, yaitu :

$$\text{NTU} = \frac{U_o A}{\dot{m}_{cp\min}}$$

dimana :

$$U_o = 171,188 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$A = 63,75 \text{ m}^2$$

$\dot{m}_{cp\min}$ = nilai \dot{m}_{cp} dari fluida yang paling kecil

$$\begin{aligned}
 \dot{m}_{cp \text{ air}} &= 32000 \times 0,4754 \\
 &= 15212,8 \text{ kcal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} m_{cp \text{ gas}} &= 35882,03 \times 0,2786 \\ &= 9996,7 \end{aligned}$$

sehingga,

$$\begin{aligned} NTU &= \frac{171,188 \times 63,75}{9996,7} \\ &= 1,09 \end{aligned}$$

kemudian menghitung,

$$\frac{m_{cpmin}}{m_{cpmax}} = \frac{9996,7}{15212,8} = 0,65$$

dari lampiran 8, didapat keffektifan ekonimizer

$$\epsilon = 0,58$$

4.7. Kerugian Tekanan Pada Ekonomizer

4.7.1. Kerugian tekanan didalam pipa

Kerugian tekanan pada aliran didalam pipa ekonomizer terdiri dari dua macam, yaitu kerugian mayor dan kerugian minor.

a. Kerugian mayor

$$\Delta P_{ma} = F \frac{N L}{D_i} \frac{\rho v^2}{2}$$

dimana :

F = friction faktor

F (Re, D ; ϵ/D)

Re, D = 1502393

$$\epsilon/D = 0,0032$$

dari lampiran 9, didapat $F = 0,027$

$$L = 4 \text{ m}$$

$$N = 54$$

$$D_i = 0,059 \text{ m}$$

$$\rho = 527,9 \text{ kg/m}^3$$

$$v = 0,684$$

maka,

$$\begin{aligned} \Delta P_{ma} &= 0,027 \frac{4 \times 54 \times 527,9 \times 0,684^2}{0,059 \times 2} \\ &= 12206,73 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

b. Kerugian minor

$$\Delta P_{mi} = F \frac{L_e}{D} \frac{\rho v^2}{2}$$

dimana :

F = koefisien gesekan (0,027)

$$\begin{aligned} (L_e/D)_1 &= 30 \text{ (elbow } 90^\circ) \times 8 \text{ (jumlah elbow)} \\ &= 240 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (L_e/D)_2 &= 60 \text{ (standart tee, flow trough brach)} \times 12 \\ &= 720 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (L_e/D)_3 &= 39 \text{ (return bend)} \times 96 \text{ (jumlah tekukan)} \\ &= 3744 \end{aligned}$$

$$\rho = 527,9 \text{ kg/m}^3$$

$$v = 0,689 \text{ m/det}$$

maka,

$$\begin{aligned}\Delta P_{mi} &= 0,027 \times (240 + 720 + 3744) \times \frac{527,9 \times 0,684^2}{2} \\ &= 15684,293 \text{ N/m}^2\end{aligned}$$

sehingga,

$$\begin{aligned}\Delta P_{tot} &= \Delta P_{ma} + \Delta P_{mi} \\ &= 12206,731 + 15684,293 \\ &= 27891,024 \text{ N/m}^2 = 0,27 \text{ atm}\end{aligned}$$

4.7.2. Kerugian Tekanan Diluar Pipa

Kerugian tekanan diluar pipa dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$\Delta P_o = N L F_1 F_2 \left(\frac{\rho V_{max}}{2} \right)$$

dimana :

$$\begin{aligned}NL &= \text{jumlah baris pipa} \\ &= 6\end{aligned}$$

F1, F2 = koefisien gesekan

$$= F_1 (Re, D_{max} ; S r / D_o)$$

$$Re, D_{max} = 4803,84$$

$$S r / D_o = 3$$

dari lampiran 10, didapat F1 = 0,42

$$F2 (Re, D_{max} ; S T / S L)$$

$$S T / S L = 2,5$$

dari lampiran 10, didapat $F2 = 1,6$

ρ = massa jenis gas buang

$$= 0,5956 \text{ kg/m}^3$$

$$V_{max} = 3,135 \text{ m/det}$$

maka,

$$\begin{aligned} \Delta P_0 &= 6 \times 0,42 \times 1,6 \times \left(\frac{0,5956 \times 3,135^2}{2} \right) \\ &= 11,8 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

4.8. Effisiensi Ketel Dengan Adanya Ekonomizer

Effisiensi ketel STORK dengan adanya ekonomizer dapat dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$\eta = \frac{HHV - R_{tot}}{HHV} \times 100 \%$$

dimana :

R_{tot} = kerugian energi panas dengan adanya ekonomizer

1. Kerugian energi panas yang terbawa gas buang

dimana :

$$m_{g, act} = 5,8823 \text{ kg/kg bb}$$

$$C_{pg} = 0,2786$$

$$T_g = 246^{\circ} \text{ C}$$

$$T_u = 25^{\circ} \text{ C}$$

maka,

$$\begin{aligned} R_1 &= 5,8823 \times 0,2786 \times (246 - 25) \\ &= 362,17 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

2. Kerugian karena adanya moisture dalam udara pembakaran

$$R_2 = m_a m_{u, \text{pembakar}} C_p (T_g - T_u)$$

dimana :

$$m_a = 0,02 \text{ kg/kg bb}$$

$$m_{u, \text{pemb}} = 4,8823 \text{ kg/kg bb}$$

$$C_p = 0,4754 \text{ kcal/kg}$$

maka,

$$\begin{aligned} R_2 &= 0,02 \times 4,8823 \times 0,4754 \times (246 - 25) \\ &= 10,259 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

3. Kerugian karena pembakaran kurang sempurna

$$R_3 = 5644,48 \text{ C} \left(\frac{CO}{CO_2 + CO} \right)$$

dimana :

$$C = 24,4 \%$$

$$CO_2 = 15,2 \%$$

$$CO = 0,4 \%$$

maka,

$$\begin{aligned} R3 &= 5644,48 \times 0,244 \left(\frac{0,004}{0,152 + 0,004} \right) \\ &= 36,23 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

4. Kerugian karena bahan bakar yang tidak terbakar

$$R4 = \frac{\text{LHV}}{100} \left(\frac{y \cdot z}{100 - y} \right)$$

dimana,

$$y = 27,78 \%$$

$$z = 2,5 \%$$

$$\text{LHV} = 4226,72 \text{ kcal/kg}$$

maka,

$$\begin{aligned} R4 &= \frac{4226,72}{100} \left(\frac{27,78 \times 2,5}{100 - 27,78} \right) \\ &= 40,64 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

5. Kerugian karena moisture yang terkandung

$$R5 = m_a (h_u - h_a)$$

dimana :

$$m_a = 0,02 \text{ kg/kg bb}$$

$$h_u = 771,76 \text{ kcal/kg}$$

$$h_a = 25,05 \text{ kcal/kg}$$

maka,

$$\begin{aligned} R5 &= 0,02 (771,76 - 25,05) \\ &= 14,93 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

6. Kerugian karena hidrogen

$$R_6 = 9H (h_u - h_a)$$

dimana :

$$H = 0,0338$$

maka,

$$\begin{aligned} R_6 &= 9 \times 0,0338 (771,76 - 25,05) \\ &= 227,14 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

7. Kerugian karena perpindahan panas

Besarnya kerugian ini 2 % sampai 6 % dari LHV
diambil 6 % maka,

$$\begin{aligned} R_7 &= 4528,16 \times 0,06 \\ &= 271,68 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

Kerugian energi panas total :

$$\begin{aligned} R_{\text{tot}} &= R_1 + R_2 + R_3 + R_4 + R_5 + R_6 + R_7 \\ &= 362,17 + 10,25 + 36,23 + 40,64 + 14,93 + 227,14 + \\ &\quad 271,68 \\ &= 963,04 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

Effisiensi ketel

$$\begin{aligned} \eta &= \frac{HHV - R_{\text{tot}}}{HHV} \times 100 \% \\ &= \frac{4528,16 - 963,04}{4528,16} \times 100 \% \\ &= 78,73 \% \end{aligned}$$

BAB V

KESIMPULAN

5.1. Kesimpulan

Dari hasil perhitungan, maka akhir dari penulisan tugas akhir ini dapat kita ambil kesimpulan bahwa dengan menambah alat bantu ketel berupa ekonomizer, maka didapat perubahan temperatur air masuk ketel dari 120°C menjadi 175°C .

Penambahan alat bantu ketel berupa ekonomizer ini menimbulkan kerugian tekanan sebesar $27891,024\text{ N/m}^2$ ($0,27\text{ atm}$). Sedang batasan kerugian tekanan maksimum untuk ekonomizer yang diperbolehkan adalah $20\% \times 17\text{ atm} = 3,4\text{ atm}$. Jadi penambahan alat bantu berupa ekonomizer pada instalasi ketel uap STORK ini memenuhi persyaratan yang diijinkan.

Dengan adanya kenaikan temperatur air masuk kedalam ketel dan turunnya temperatur gas buang dari 400°C menjadi 246°C , maka efisiensi ketel juga mengalami kenaikan. Besarnya kenaikan efisiensi ketel tersebut adalah :

$$= 78,73\% - 72,97\%$$

$$= 5,76\%$$

Kenaikan efisiensi ketel oleh pemanfaatan gas buang hasil pembakaran yang digunakan untuk memanasi ekonomizer. Hal ini berarti bahwa kerugian kalor karena tingginya temperatur gas buang dapat dikurangi.

Demikianlah penulisan tugas akhir yang berjudul " PERENCANAAN EKONOMIZER KETEL PIPA AIR KAPASITAS 32 TON/JAM DI P.G. KEBON AGUNG MALANG " yang telah penulis susun dengan semaksimal kemampuan dan pengetahuan yang penulis miliki.

Dalam penulisan Tugas Akhir ini, penulis menyadari sepenuhnya mungkin masih ada terjadi kekurangan serta kemungkinan kesalahan dalam melakukan pengerjaan yang tidak tersengaja atau kurang teliti, tetapi penulis percaya bahwa pembaca dapat mengerti tentang proses perencanaan yang dilakukan.

Sebelum mengakhiri penulisan ini ijinilah penulis memohon maaf yang sebesar-besarnya atas kesalahan baik yang tersengaja maupun tidak kepada semua pihak yang bersangkutan dengan penulisan Tugas Akhir ini.

Lampiran 1 : Tabel sifat-sifat fisik udara, gas dan air.

Thermophysical properties of gases at atmospheric pressure^a

T (K)	ρ (kg/m ³)	c_p (kJ/kg · K)	$\mu \cdot 10^7$ (N · s/m ²)	$\nu \cdot 10^6$ (m ² /s)	$k \cdot 10^3$ (W/m · K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m ² /s)	Pr
Air							
100	3.5562	1.032	71.1	2.00	9.34	2.54	0.786
150	2.3364	1.012	103.4	4.426	13.8	5.84	0.758
200	1.7458	1.007	132.5	7.590	18.1	10.3	0.737
250	1.3947	1.006	159.6	11.44	22.3	15.9	0.720
300	1.1614	1.007	184.6	15.89	26.3	22.5	0.707
350	0.9950	1.009	208.2	20.92	30.0	29.9	0.700
400	0.8711	1.014	230.1	26.41	33.8	38.3	0.690
450	0.7740	1.021	250.7	32.39	37.3	47.2	0.686
500	0.6964	1.030	270.1	38.79	40.7	56.7	0.684
550	0.6329	1.040	288.4	45.57	43.9	66.7	0.683
600	0.5804	1.051	305.8	52.69	46.9	76.9	0.685
650	0.5356	1.063	322.5	60.21	49.7	87.3	0.690
700	0.4975	1.075	338.8	68.10	52.4	98.0	0.695
750	0.4643	1.087	354.6	76.37	54.9	109	0.702
800	0.4354	1.099	369.8	84.93	57.3	120	0.709
850	0.4097	1.110	384.3	93.80	59.6	131	0.716
900	0.3868	1.121	398.1	102.9	62.0	143	0.720
950	0.3666	1.131	411.3	112.2	64.3	155	0.723
1000	0.3482	1.141	424.4	121.9	66.7	168	0.726
1100	0.3166	1.159	449.0	141.8	71.5	195	0.728
1200	0.2902	1.175	473.0	162.9	76.3	224	0.728
1300	0.2679	1.189	496.0	185.1	82	238	0.719
1400	0.2488	1.207	530	213	91	303	0.703
1500	0.2322	1.230	557	240	100	350	0.685
1600	0.2177	1.248	584	268	106	390	0.688
1700	0.2049	1.267	611	298	113	435	0.685
1800	0.1935	1.286	637	329	120	482	0.683
1900	0.1833	1.307	663	362	128	534	0.677
2000	0.1741	1.337	689	396	137	589	0.672
2100	0.1658	1.372	715	431	147	646	0.667
2200	0.1582	1.417	740	468	160	714	0.655
2300	0.1513	1.478	766	506	175	783	0.647
2400	0.1448	1.558	792	547	196	869	0.630
2500	0.1389	1.665	818	589	222	960	0.613
3000	0.1135	2.726	955	841	486	1570	0.536
Ammonia (NH ₃)							
300	0.6894	2.158	101.5	14.7	24.7	16.6	0.887
320	0.6448	2.170	109	16.9	27.2	19.4	0.870
340	0.6059	2.192	116.5	19.2	29.3	22.1	0.872
360	0.5716	2.221	124	21.7	31.6	24.9	0.872
380	0.5410	2.254	131	24.2	34.0	27.9	0.869
400	0.5136	2.287	138	26.9	37.0	31.5	0.853
420	0.4888	2.322	145	29.7	40.4	35.6	0.833
440	0.4664	2.357	152.5	32.7	43.5	39.6	0.826

Lampiran 1 : (lanjutan)

Continued							
T (K)	ρ (kg/m ³)	c_p (kJ/kg · K)	$\mu \cdot 10^7$ (N · s/m ²)	$\nu \cdot 10^6$ (m ² /s)	$k \cdot 10^3$ (W/m · K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m ² /s)	Pr
Ammonia (NH ₃) Continued							
460	0.4460	2.393	159	35.7	46.3	43.4	0.822
480	0.4273	2.430	166.5	39.0	49.2	47.4	0.822
500	0.4101	2.467	173	42.2	52.5	51.9	0.813
520	0.3942	2.504	180	45.7	54.5	55.2	0.827
540	0.3795	2.540	186.5	49.1	57.5	59.7	0.824
560	0.3708	2.577	193	52.0	60.6	63.4	0.827
580	0.3533	2.613	199.5	56.5	63.8	69.1	0.817
Carbon Dioxide (CO ₂)							
280	1.9022	0.830	140	7.36	15.20	9.63	0.765
300	1.7730	0.851	149	8.40	16.55	11.0	0.766
320	1.6609	0.872	156	9.39	18.05	12.5	0.754
340	1.5618	0.891	165	10.6	19.70	14.2	0.746
360	1.4743	0.908	173	11.7	21.2	15.8	0.741
380	1.3961	0.926	181	13.0	22.75	17.6	0.737
400	1.3257	0.942	190	14.3	24.3	19.5	0.737
450	1.1782	0.981	210	17.8	28.3	24.5	0.728
500	1.0594	1.02	231	21.8	32.5	30.1	0.725
550	0.9625	1.05	251	26.1	36.6	36.2	0.721
600	0.8826	1.08	270	30.6	40.7	42.7	0.717
650	0.8143	1.10	288	35.4	44.5	49.7	0.712
700	0.7564	1.13	305	40.3	48.1	56.3	0.717
750	0.7057	1.15	321	45.5	51.7	63.7	0.714
800	0.6614	1.17	337	51.0	55.1	71.2	0.716
Carbon Monoxide (CO)							
200	1.6888	1.045	127	7.52	17.0	9.63	0.781
220	1.5341	1.044	137	8.93	19.0	11.9	0.753
240	1.4055	1.043	147	10.5	20.6	14.1	0.744
260	1.2967	1.043	157	12.1	22.1	16.3	0.741
280	1.2038	1.042	166	13.8	23.6	18.8	0.733
300	1.1233	1.043	175	15.6	25.0	21.3	0.730
320	1.0529	1.043	184	17.5	26.3	23.9	0.730
340	0.9909	1.044	193	19.5	27.8	26.9	0.725
360	0.9357	1.045	202	21.6	29.1	29.8	0.725
380	0.8864	1.047	210	23.7	30.5	32.9	0.729
400	0.8421	1.049	218	25.9	31.8	36.0	0.719
450	0.7483	1.055	237	31.7	35.0	44.3	0.714
500	0.67352	1.065	254	37.7	38.1	53.1	0.710
550	0.61226	1.076	271	44.3	41.1	62.4	0.710
600	0.56126	1.088	286	51.0	44.0	72.1	0.707
650	0.51806	1.101	301	58.1	47.0	82.4	0.705
700	0.48102	1.114	315	65.5	50.0	93.3	0.702
750	0.44899	1.127	329	73.3	52.8	104	0.702
800	0.42095	1.140	343	81.5	55.5	116	0.705

Lampiran 1 : (lanjutan)

Continued

T (K)	ρ (kg/m ³)	c_p (kJ/kg · K)	$\mu \cdot 10^7$ (N · s/m ²)	$\nu \cdot 10^6$ (m ² /s)	$k \cdot 10^3$ (W/m · K)	$\alpha \cdot 10^4$ (m ² /s)	Pr
Helium (He)							
100	0.4871	5.193	96.3	19.8	73.0	28.9	0.686
120	0.4060	5.193	107	26.4	81.9	38.8	0.679
140	0.3481	5.193	118	33.9	90.7	50.2	0.676
160	—	5.193	129	—	99.2	—	—
180	0.2708	5.193	139	51.3	107.2	76.2	0.673
200	—	5.193	150	—	115.1	—	—
220	0.2216	5.193	160	72.2	123.1	107	0.675
240	—	5.193	170	—	130	—	—
260	0.1875	5.193	180	96.0	137	141	0.682
280	—	5.193	190	—	145	—	—
300	0.1625	5.193	199	122	152	180	0.680
350	—	5.193	221	—	170	—	—
400	0.1219	5.193	243	199	187	295	0.675
450	—	5.193	263	—	204	—	—
500	0.09754	5.193	283	290	220	434	0.668
550	—	5.193	—	—	—	—	—
600	—	5.193	320	—	252	—	—
650	—	5.193	332	—	264	—	—
700	0.06969	5.193	350	502	278	768	0.654
750	—	5.193	364	—	291	—	—
800	—	5.193	382	—	304	—	—
900	—	5.193	414	—	330	—	—
1000	0.04879	5.193	446	914	354	1400	0.654
Hydrogen (H ₂)							
100	0.24255	11.23	42.1	17.4	67.0	24.6	0.707
150	0.16156	12.60	56.0	34.7	101	49.6	0.699
200	0.12115	13.54	68.1	56.2	131	79.9	0.704
250	0.09693	14.06	78.9	81.4	157	115	0.707
300	0.08078	14.31	89.6	111	183	158	0.701
350	0.06924	14.43	98.8	143	204	204	0.700
400	0.06059	14.48	108.2	179	226	258	0.695
450	0.05386	14.50	117.2	218	247	316	0.689
500	0.04848	14.52	126.4	261	266	378	0.691
550	0.04407	14.53	134.3	305	285	445	0.685
600	0.04040	14.55	142.4	352	305	519	0.678
700	0.03463	14.61	157.8	456	342	676	0.675
800	0.03030	14.70	172.4	569	378	849	0.670
900	0.02694	14.83	186.5	692	412	1030	0.671
1000	0.02424	14.99	201.3	830	448	1230	0.673
1100	0.02204	15.17	213.0	966	488	1460	0.662
1200	0.02020	15.37	226.2	1120	528	1700	0.659
1300	0.01865	15.59	238.5	1279	568	1955	0.655
1400	0.01732	15.81	250.7	1447	610	2230	0.650
1500	0.01616	16.02	262.7	1626	655	2530	0.643

Lampiran 1 : (lanjutan)

Continued

T (K)	ρ (kg/m ³)	c_p (kJ/kg · K)	$\mu \cdot 10^7$ (N · s/m ²)	$\nu \cdot 10^6$ (m ² /s)	$k \cdot 10^3$ (W/m · K)	$\alpha \cdot 10^4$ (m ² /s)	Pr
Hydrogen (H ₂) Continued							
1600	0.0152	16.28	273.7	1801	697	2815	0.639
1700	0.0143	16.58	284.9	1992	742	3130	0.637
1800	0.0135	16.96	296.1	2193	786	3435	0.639
1900	0.0128	17.49	307.2	2400	835	3730	0.643
2000	0.0121	18.25	318.2	2630	878	3975	0.661
Nitrogen (N ₂)							
100	3.4388	1.070	68.8	2.00	9.58	2.60	0.768
150	2.2594	1.050	100.6	4.45	13.9	5.86	0.759
200	1.6883	1.043	129.2	7.65	18.3	10.4	0.736
250	1.3488	1.042	154.9	11.48	22.2	15.8	0.727
300	1.1233	1.041	178.2	15.86	25.9	22.1	0.716
350	0.9625	1.042	200.0	20.78	29.3	29.2	0.711
400	0.8425	1.045	220.4	26.16	32.7	37.1	0.704
450	0.7485	1.050	239.6	32.01	35.8	45.6	0.703
500	0.6739	1.056	257.7	38.24	38.9	54.7	0.700
550	0.6124	1.065	274.7	44.86	41.7	63.9	0.702
600	0.5615	1.075	290.8	51.79	44.6	73.9	0.701
700	0.4812	1.098	321.0	66.71	49.9	94.4	0.706
800	0.4211	1.22	349.1	82.90	54.8	116	0.715
900	0.3743	1.146	375.3	100.3	59.7	139	0.721
1000	0.3368	1.167	399.9	118.7	64.7	165	0.721
1100	0.3062	1.187	423.2	138.2	70.0	193	0.718
1200	0.2807	1.204	445.3	158.6	75.8	224	0.707
1300	0.2591	1.219	466.2	179.9	81.0	256	0.701
Oxygen (O ₂)							
100	3.945	0.962	76.4	1.94	9.25	2.44	0.796
150	2.585	0.921	114.8	4.44	13.8	5.80	0.766
200	1.930	0.915	147.5	7.64	18.3	10.4	0.737
250	1.542	0.915	178.6	11.58	22.6	16.0	0.723
300	1.284	0.920	207.2	16.14	26.8	22.7	0.711
350	1.100	0.929	233.5	21.23	29.6	29.0	0.733
400	0.9620	0.942	258.2	26.84	33.0	36.4	0.737
450	0.8554	0.956	281.4	32.90	36.3	44.4	0.741
500	0.7698	0.972	303.3	39.40	41.2	55.1	0.716
550	0.6998	0.988	324.0	46.30	44.1	63.8	0.726
600	0.6414	1.003	343.7	53.59	47.3	73.5	0.729
700	0.5498	1.031	380.8	69.26	52.8	93.1	0.744
800	0.4810	1.054	415.2	86.32	58.9	116	0.743
900	0.4275	1.074	447.2	104.6	64.9	141	0.740
1000	0.3848	1.090	477.0	124.0	71.0	169	0.733
1100	0.3498	1.103	505.5	144.5	75.8	196	0.736
1200	0.3206	1.115	532.5	166.1	81.9	229	0.725
1300	0.2960	1.125	588.4	188.6	87.1	262	0.721

Lampiran 1 : (lanjutan)

STEAM (H₂O) AT ATMOSPHERIC PRESSURE

Temperature, T			Density, ρ (kg/m ³)	Coefficient of thermal expansion, $\beta \times 10^3$ (1/K)	Specific heat, c_p (J/kg K)	Thermal conductivity, k (W/m K)	Thermal diffusivity, $\alpha \times 10^4$ (m ² /s)	Absolute viscosity, $\mu \times 10^6$ (N s/m ²)	Kinematic viscosity, $\nu \times 10^6$ (m ² /s)	Prandtl number, Pr
°F	K	°C	$\times 6.243 \times 10^{-3}$ = (lb _m /ft ³)	$\times 0.5556$ = (1/R)	$\times 2.388 \times 10^{-4}$ = (Btu/lb _m °F)	$\times 0.5777$ = (Btu/h ft °F)	$\times 3.874 \times 10^4$ = (ft ² /h)	$\times 0.6720$ = (lb _m /ft s)	$\times 3.874 \times 10^4$ = (ft ² /h)	
212	373	100	0.5977		2034	0.0249	0.204	12.10	20.2	0.987
225	380	107	0.5863		2060	0.0246	0.204	12.71	21.6	1.060
261	400	127	0.5542	2.50	2014	0.0261	0.234	12.44	24.2	1.040
351	450	177	0.4902	2.22	1980	0.0299	0.307	12.25	31.1	1.010
441	500	227	0.4405	2.00	1985	0.0339	0.387	12.04	38.6	0.996
531	550	277	0.4005	1.82	1997	0.0379	0.475	11.84	47.0	0.991
621	600	327	0.3652	1.67	2026	0.0422	0.573	20.67	56.6	0.986
711	650	377	0.3380	1.54	2056	0.0464	0.666	22.47	66.4	0.995
800	700	427	0.3140	1.43	2085	0.0505	0.772	24.26	77.2	1.000
891	750	477	0.2931	1.33	2119	0.0549	0.883	26.04	88.8	1.005
981	800	527	0.2739	1.25	2152	0.0592	1.001	27.86	102.0	1.010
1071	850	577	0.2579	1.18	2186	0.0637	1.130	29.69	115.2	1.019

Thermophysical properties of saturated water^a

TEMPERATURE, T (K)	PRESSURE, P (bars) ^a	SPECIFIC VOLUME (m ³ /kg)		HEAT OF VAPORIZATION, h_{fg} (kJ/kg)	SPECIFIC HEAT (kJ/kg · K)		VISCOSITY (N · s/m ²)		THERMAL CONDUCTIVITY (W/m · K)		PRANDTL NUMBER		SURFACE TENSION, $\sigma_f \cdot 10^3$ (N/m)	EXPANSION COEFFICIENT, $\beta_f \cdot 10^4$ (K ⁻¹)	TEMPERATURE, T (K)
		$v_f \cdot 10^3$	v_g		$c_{p,f}$	$c_{p,g}$	$\mu_f \cdot 10^4$	$\mu_g \cdot 10^4$	$k_f \cdot 10^3$	$k_g \cdot 10^3$	Pr_f	Pr_g			
273.15	0.00611	1.000	206.3	2502	4.217	1.854	1750	8.02	569	18.2	12.99	0.815	75.5	-68.05	273.15
275	0.00697	1.000	181.7	2497	4.211	1.855	1652	8.09	574	18.3	12.22	0.817	75.3	-32.74	275
280	0.00990	1.000	130.4	2485	4.198	1.858	1422	8.29	582	18.6	10.26	0.825	74.8	46.04	280
285	0.01387	1.000	99.4	2473	4.189	1.861	1225	8.49	590	18.9	8.81	0.833	74.3	114.1	285
290	0.01917	1.001	69.7	2461	4.184	1.864	1080	8.69	598	19.3	7.56	0.841	73.7	174.0	290
295	0.02617	1.002	51.94	2449	4.181	1.868	959	8.89	606	19.5	6.62	0.849	72.7	227.5	295
300	0.03531	1.003	39.13	2438	4.179	1.872	855	9.09	613	19.6	5.83	0.857	71.7	276.1	300
305	0.04712	1.005	29.74	2426	4.178	1.877	769	9.29	620	20.1	5.20	0.865	70.9	320.6	305
310	0.06221	1.007	22.93	2414	4.178	1.882	695	9.49	628	20.4	4.62	0.873	70.0	361.9	310
315	0.08132	1.009	17.82	2402	4.179	1.888	631	9.69	634	20.7	4.16	0.883	69.2	400.4	315
320	0.1053	1.011	13.98	2390	4.180	1.895	577	9.89	640	21.0	3.77	0.894	68.3	436.7	320
325	0.1351	1.013	11.06	2378	4.182	1.903	528	10.09	645	21.3	3.42	0.901	67.5	471.2	325
330	0.1719	1.016	8.82	2366	4.184	1.911	489	10.29	650	21.7	3.15	0.908	66.6	504.0	330
335	0.2167	1.018	7.09	2354	4.186	1.920	453	10.49	656	22.0	2.88	0.916	65.8	535.5	335
340	0.2713	1.021	5.74	2342	4.188	1.930	420	10.69	660	22.3	2.66	0.925	64.9	566.0	340
345	0.3372	1.024	4.683	2329	4.191	1.941	389	10.89	668	22.6	2.45	0.933	64.1	595.4	345
350	0.4163	1.027	3.846	2317	4.195	1.954	365	11.09	668	23.0	2.29	0.942	63.2	624.2	350
355	0.5100	1.030	3.180	2304	4.199	1.968	343	11.29	671	23.3	2.14	0.951	62.3	652.3	355
360	0.6209	1.034	2.645	2291	4.203	1.983	324	11.49	674	23.7	2.02	0.960	61.4	697.9	360
365	0.7514	1.038	2.212	2278	4.209	1.999	306	11.69	677	24.1	1.91	0.969	60.5	707.1	365
370	0.9040	1.041	1.861	2265	4.214	2.017	289	11.89	679	24.5	1.80	0.978	59.5	728.7	370
373.15	1.0133	1.044	1.679	2257	4.217	2.029	279	12.02	680	24.8	1.76	0.984	58.9	750.1	373.15
375	1.0815	1.045	1.574	2252	4.220	2.036	274	12.09	681	24.9	1.70	0.987	58.6	761	375
380	1.2869	1.049	1.337	2239	4.226	2.057	260	12.29	683	25.4	1.61	0.999	57.6	788	380
385	1.5233	1.053	1.142	2225	4.232	2.080	248	12.49	685	25.8	1.53	1.004	56.6	814	385

Thermodynamic Properties of Steam (SI Units)

Saturated Steam: Temperature Table (SI Units)

Temp. °C <i>T</i>	Press. kPa <i>P</i>	Specific Volume m ³ /kg		Internal Energy kJ/kg			Enthalpy kJ/kg		Entropy kJ/kg K			
		Sat. Liquid <i>v_f</i>	Sat. Liquid <i>v_g</i>	Sat. Vapor <i>u_f</i>	Evap. <i>u_{fg}</i>	Sat. Vapor <i>u_g</i>	Sat. Liquid <i>h_f</i>	Evap. <i>h_{fg}</i>	Sat. Vapor <i>h_g</i>	Sat. Liquid <i>s_f</i>	Evap. <i>s_{fg}</i>	Sat. Vapor <i>s_g</i>
0.01	0.6113	0.001 000	206.14	.00	2375.3	2375.3	.01	2501.3	2501.4	.0000	9.1562	9.1562
5	0.8721	0.001 000	147.12	20.97	2361.3	2382.3	20.98	2489.6	2510.6	.0761	8.9496	9.0257
10	1.2276	0.001 000	106.38	42.00	2347.2	2389.2	42.01	2477.7	2519.8	.1510	8.7498	8.9008
15	1.7051	0.001 001	77.93	62.99	2333.1	2396.1	62.99	2465.9	2528.9	.2245	8.5569	8.7814
20	2.339	0.001 002	57.79	83.95	2319.0	2402.9	83.96	2454.1	2538.1	.2966	8.3706	8.6672
25	3.169	0.001 003	43.36	104.88	2304.9	2409.8	104.89	2442.3	2547.2	.3674	8.1905	8.5580
30	4.246	0.001 004	32.89	125.78	2290.8	2416.6	125.79	2430.5	2556.3	.4369	8.0164	8.4533
35	5.628	0.001 006	25.22	146.67	2276.7	2423.4	146.68	2418.6	2565.3	.5053	7.8478	8.3531
40	7.384	0.001 008	19.52	167.56	2262.6	2430.1	167.57	2406.7	2574.3	.5725	7.6845	8.2570
45	9.593	0.001 010	15.26	188.44	2248.4	2436.8	188.45	2394.8	2583.2	.6387	7.5261	8.1648
50	12.349	0.001 012	12.03	209.32	2234.2	2443.5	209.33	2382.7	2592.1	.7038	7.3725	8.0763
55	15.758	0.001 015	9.568	230.21	2219.9	2450.1	230.23	2370.7	2600.9	.7679	7.2234	7.9913
60	19.940	0.001 017	7.671	251.11	2205.5	2456.6	251.13	2358.5	2609.6	.8312	7.0784	7.9096
65	25.03	0.001 020	6.197	272.02	2191.1	2463.1	272.06	2346.2	2618.3	.8935	6.9375	7.8310
70	31.19	0.001 023	5.042	292.95	2176.6	2469.6	292.98	2333.8	2626.8	.9549	6.8004	7.7553
75	38.58	0.001 026	4.131	313.90	2162.0	2475.9	313.93	2321.4	2635.3	1.0155	6.6669	7.6824
80	47.39	0.001 029	3.407	334.86	2147.4	2482.2	334.91	2308.8	2643.7	1.0753	6.5369	7.6122
85	57.83	0.001 033	2.828	355.84	2132.6	2488.4	355.90	2296.0	2651.9	1.1343	6.4102	7.5445
90	70.14	0.001 036	2.361	376.85	2117.7	2494.5	376.92	2283.2	2660.1	1.1925	6.2866	7.4791
95	84.55	0.001 040	1.982	397.88	2102.7	2500.6	397.96	2270.2	2668.1	1.2500	6.1659	7.4159

Source: Adapted from Joseph H. Keenan, Frederick G. Keyes, Philip G. Hill, and Joan G. Moore, *Steam Tables*, John Wiley and Sons, New York, 1978.

(Continued) Saturated Steam: Temperature Table (SI Units)

Temp. °C <i>T</i>	Press. MPa <i>P</i>	Specific Volume m ³ /kg		Internal Energy kJ/kg			Enthalpy kJ/kg			Entropy kJ/kg K		
		Sat. Liquid <i>v_f</i>	Sat. Vapor <i>v_g</i>	Sat. Liquid <i>u_f</i>	Evap. <i>u_{fg}</i>	Sat. Vapor <i>u_g</i>	Sat. Liquid <i>h_f</i>	Evap. <i>h_{fg}</i>	Sat. Vapor <i>h_g</i>	Sat. Liquid <i>s_f</i>	Evap. <i>s_{fg}</i>	Sat. Vapor <i>s_g</i>
100	0.101 35	0.001 044	1.6729	418.94	2087.6	2506.5	419.04	2257.0	2676.1	1.3069	6.0480	7.3549
105	0.120 82	0.001 048	1.4194	440.02	2072.3	2512.4	440.15	2243.7	2683.8	1.3630	5.9328	7.2958
110	0.143 27	0.001 052	1.2102	461.14	2057.0	2518.1	461.30	2230.2	2691.5	1.4185	5.8202	7.2387
115	0.169 06	0.001 056	1.0366	482.30	2041.4	2523.7	482.48	2216.5	2699.0	1.4734	5.7100	7.1833
120	0.198 53	0.001 060	0.8919	503.50	2025.8	2529.3	503.71	2202.6	2706.3	1.5276	5.6020	7.1296
125	0.2321	0.001 065	0.7706	524.74	2009.9	2534.6	524.99	2188.5	2713.5	1.5813	5.4962	7.0775
130	0.2701	0.001 070	0.6685	546.02	1993.9	2539.9	546.31	2174.2	2720.5	1.6344	5.3925	7.0269
135	0.3130	0.001 075	0.5822	567.35	1977.7	2545.0	567.69	2159.6	2727.3	1.6870	5.2907	6.9777
140	0.3613	0.001 080	0.5089	588.74	1961.3	2550.0	589.13	2144.7	2733.9	1.7391	5.1908	6.9299
145	0.4154	0.001 085	0.4463	610.18	1944.7	2554.9	610.63	2129.6	2740.3	1.7907	5.0926	6.8833
150	0.4758	0.001 091	0.3928	631.68	1927.9	2559.5	632.20	2114.3	2746.5	1.8418	4.9960	6.8379
155	0.5431	0.001 096	0.3468	653.24	1910.8	2564.1	653.84	2098.6	2752.4	1.8925	4.9010	6.7935
160	0.6178	0.001 102	0.3071	674.87	1893.5	2568.4	675.55	2082.6	2758.1	1.9427	4.8075	6.7502
165	0.7005	0.001 108	0.2727	696.56	1876.0	2572.5	697.34	2066.2	2763.5	1.9925	4.7153	6.7078
170	0.7917	0.001 114	0.2428	718.33	1858.1	2576.5	719.21	2049.5	2768.7	2.0419	4.6244	6.6663
175	0.8920	0.001 121	0.2168	740.17	1840.0	2580.2	741.17	2032.4	2773.6	2.0909	4.5347	6.6256
180	1.0021	0.001 127	0.194 05	762.09	1821.6	2583.7	763.22	2015.0	2778.2	2.1396	4.4461	6.5857
185	1.1227	0.001 134	0.174 09	784.10	1802.9	2587.0	785.37	1997.1	2782.4	2.1879	4.3586	6.5465
190	1.2544	0.001 141	0.156 54	806.19	1783.8	2590.0	807.62	1978.8	2786.4	2.2359	4.2720	6.5079
195	1.3978	0.001 149	0.141 05	828.37	1764.4	2592.8	829.98	1960.0	2790.0	2.2835	4.1863	6.4698
200	1.5538	0.001 157	0.127 36	850.65	1744.7	2595.3	852.45	1940.7	2793.2	2.3309	4.1014	6.4323
205	1.7230	0.001 164	0.115 21	873.04	1724.5	2597.5	875.04	1921.0	2796.0	2.3780	4.0172	6.3952
210	1.9062	0.001 173	0.104 41	895.53	1703.9	2599.5	897.76	1900.7	2798.5	2.4248	3.9337	6.3585

Superheated Vapor (SI Units)												
T	P = .010 MPa (45.81)				P = .050 MPa (81.33)				P = .10 MPa (99.63)			
	v	u	h	s	v	u	h	s	v	u	h	s
Sat.	14.674	2437.9	2584.7	8.1502	3.240	2483.9	2645.9	7.5939	1.6940	2506.1	2675.5	7.3594
50	14.869	2443.9	2592.6	8.1749								
100	17.196	2515.5	2687.5	8.4479	3.418	2511.6	2682.5	7.6947	1.6958	2506.7	2676.2	7.3614
150	19.512	2587.9	2783.0	8.6882	3.889	2585.6	2780.1	7.9401	1.9364	2582.8	2776.4	7.6134
200	21.825	2661.3	2879.5	8.9038	4.356	2659.9	2877.7	8.1580	2.172	2658.1	2875.3	7.8343
250	24.136	2736.0	2977.3	9.1002	4.820	2735.0	2976.0	8.3556	2.406	2733.7	2974.3	8.0333
300	26.445	2812.1	3076.5	9.2813	5.284	2811.3	3075.5	8.5373	2.639	2810.4	3074.3	8.2158
400	31.063	2968.9	3279.6	9.6077	6.209	2968.5	3278.9	8.8642	3.103	2967.9	3278.2	8.5435
500	35.679	3132.3	3489.1	9.8978	7.134	3132.0	3488.7	9.1546	3.565	3131.6	3488.1	8.8342
600	40.295	3302.5	3705.4	10.1608	8.057	3302.2	3705.1	9.4178	4.028	3301.9	3704.7	9.0976
700	44.911	3479.6	3928.7	10.4028	8.981	3479.4	3928.5	9.6599	4.490	3479.2	3928.2	9.3398
800	49.526	3663.8	4159.0	10.6281	9.904	3663.6	4158.9	9.8852	4.952	3663.5	4158.6	9.5652
900	54.141	3855.0	4396.4	10.8396	10.828	3854.9	4396.3	10.0967	5.414	3854.8	4396.1	9.7767
1000	58.757	4053.0	4640.6	11.0393	11.751	4052.9	4640.5	10.2964	5.875	4052.8	4640.3	9.9764
1100	63.372	4257.5	4891.2	11.2287	12.674	4257.4	4891.1	10.4859	6.337	4257.3	4891.0	10.1659
1200	67.987	4467.9	5147.8	11.4091	13.597	4467.8	5147.7	10.6662	6.799	4467.7	5147.6	10.3463
1300	72.602	4683.7	5409.7	11.5811	14.521	4683.6	5409.6	10.8382	7.260	4683.5	5409.5	10.5183
T	P = .20 MPa (120.23)				P = .30 MPa (133.55)				P = .40 MPa (143.63)			
	v	u	h	s	v	u	h	s	v	u	h	s
Sat.	.8857	2529.5	2706.7	7.1272	.6058	2543.6	2725.3	6.9919	.4625	2553.6	2738.6	6.8959
150	.9596	2576.9	2768.8	7.2795	.6339	2570.8	2761.0	7.0778	.4708	2564.5	2752.8	6.9299
200	1.0803	2654.4	2870.5	7.5066	.7163	2650.7	2865.6	7.3115	.5342	2646.8	2860.5	7.1706
250	1.1988	2731.2	2971.0	7.7086	.7964	2728.7	2967.6	7.5166	.5951	2726.1	2964.2	7.3789
300	1.3162	2808.6	3071.8	7.8926	.8753	2806.7	3069.3	7.7022	.6548	2804.8	3066.8	7.5662
400	1.5493	2966.7	3276.6	8.2218	1.0315	2965.6	3275.0	8.0330	.7726	2964.4	3273.4	7.8985

(Continued)

(Continued) Superheated Vapor (SI Units)

<i>T</i>	<i>v</i>	<i>u</i>	<i>h</i>	<i>s</i>	<i>v</i>	<i>u</i>	<i>h</i>	<i>s</i>	<i>v</i>	<i>u</i>	<i>h</i>	<i>s</i>
<i>P</i> = .20 MPa (120.23)					<i>P</i> = .30 MPa (133.55)				<i>P</i> = .40 MPa (143.63)			
500	1.7814	3130.8	3487.1	8.5133	1.1867	3130.0	3486.0	8.3251	.8893	3129.2	3484.9	8.1913
600	2.013	3301.4	3704.0	8.7770	1.3414	3300.8	3703.2	8.5892	1.0055	3300.2	3702.4	8.4558
700	2.244	3478.8	3927.6	9.0194	1.4957	3478.4	3927.1	8.8319	1.1215	3477.9	3926.5	8.6987
800	2.475	3663.1	4158.2	9.2449	1.6499	3662.9	4157.8	9.0576	1.2372	3662.4	4157.3	8.9244
900	2.706	3854.5	4395.8	9.4566	1.8041	3854.2	4395.4	9.2692	1.3529	3853.9	4395.1	9.1362
1000	2.937	4052.5	4640.0	9.6563	1.9581	4052.3	4639.7	9.4690	1.4685	4052.0	4639.4	9.3360
1100	3.168	4257.0	4890.7	9.8458	2.1121	4256.8	4890.4	9.6585	1.5840	4256.5	4890.2	9.5256
1200	3.399	4467.5	5147.3	10.0262	2.2661	4467.2	5147.1	9.8389	1.6996	4467.0	5146.8	9.7060
1300	3.630	4683.2	5409.3	10.1982	2.4201	4683.0	5409.0	10.0110	1.8151	4682.8	5408.8	9.8780
<i>P</i> = .50 MPa (151.86)					<i>P</i> = .60 MPa (158.85)				<i>P</i> = .80 MPa (170.43)			
Sat.	.3749	2561.2	2748.7	6.8213	.3157	2567.4	2756.8	6.7600	.2404	2576.8	2769.1	6.6628
200	.4249	2642.9	2855.4	7.0592	.3520	2638.9	2850.1	6.9665	.2608	2630.6	2839.3	6.8158
250	.4744	2723.5	2960.7	7.2709	.3938	2720.9	2957.2	7.1816	.2931	2715.5	2950.0	7.0384
300	.5226	2802.9	3064.2	7.4599	.4344	2801.0	3061.6	7.3724	.3241	2797.2	3056.5	7.2328
350	.5701	2882.6	3167.7	7.6329	.4742	2881.2	3165.7	7.5464	.3544	2878.2	3161.7	7.4089
400	.6173	2963.2	3271.9	7.7938	.5137	2962.1	3270.3	7.7079	.3843	2959.7	3267.1	7.5716
500	.7109	3128.4	3483.9	8.0873	.5920	3127.6	3482.8	8.0021	.4433	3126.0	3480.6	7.8673
600	.8041	3299.6	3701.7	8.3522	.6697	3299.1	3700.9	8.2674	.5018	3297.9	3699.4	8.1333
700	.8969	3477.5	3925.9	8.5952	.7472	3477.0	3925.3	8.5107	.5601	3476.2	3924.2	8.3770
800	.9896	3662.1	4156.9	8.8211	.8245	3661.8	4156.5	8.7367	.6181	3661.1	4155.6	8.6033
900	1.0822	3853.6	4394.7	9.0329	.9017	3853.4	4394.4	8.9486	.6761	3852.8	4393.7	8.8153
1000	1.1747	4051.8	4639.1	9.2328	.9788	4051.5	4638.8	9.1485	.7340	4051.0	4638.2	9.0153

1100	1.2672	4256.3	4889.9	9.4224	1.0559	4256.1	4889.6	9.3381	.7919	4255.6	4889.1	9.2050
1200	1.3596	4466.8	5146.6	9.6029	1.1330	4466.5	5146.3	9.5185	.8497	4466.1	5145.9	9.3855
1300	1.4521	4682.5	5408.6	9.7749	1.2101	4682.3	5408.3	9.6906	.9076	4681.8	5407.9	9.5575
<i>P = 1.00 MPa (179.91)</i>					<i>P = 1.20 MPa (187.99)</i>				<i>P = 1.40 MPa (195.07)</i>			
Sat.	.194 44	2583.6	2778.1	6.5865	.163 33	2588.8	2784.8	6.5233	.140 84	2592.8	2790.0	6.4693
200	.2060	2621.9	2827.9	6.6940	.169 30	2612.8	2815.9	6.5898	.143 02	2603.1	2803.3	6.4975
250	.2327	2709.9	2942.6	6.9247	.192 34	2704.2	2935.0	6.8294	.163 50	2698.3	2927.2	6.7467
300	.2579	2793.2	3051.2	7.1229	.2138	2789.2	3045.8	7.0317	.182 28	2785.2	3040.4	6.9534
350	.2825	2875.2	3157.7	7.3011	.2345	2872.2	3153.6	7.2121	.2003	2869.2	3149.5	7.1360
400	.3066	2957.3	3263.9	7.4651	.2548	2954.9	3260.7	7.3774	.2178	2952.5	3257.5	7.3026
500	.3541	3124.4	3478.5	7.7622	.2946	3122.8	3476.3	7.6759	.2521	3121.1	3474.1	7.6027
600	.4011	3296.8	3697.9	8.0290	.3339	3295.6	3696.3	7.9435	.2860	3294.4	3694.8	7.8710
700	.4478	3475.3	3923.1	8.2731	.3729	3474.4	3922.0	8.1881	.3195	3473.6	3920.8	8.1160
800	.4943	3660.4	4154.7	8.4996	.4118	3659.7	4153.8	8.4148	.3528	3659.0	4153.0	8.3431
900	.5407	3852.2	4392.9	8.7118	.4505	3851.6	4392.2	8.6272	.3861	3851.1	4391.5	8.5556
1000	.5871	4050.5	4637.6	8.9119	.4892	4050.0	4637.0	8.8274	.4192	4049.5	4636.4	8.7559
1100	.6335	4255.1	4888.6	9.1017	.5278	4254.6	4888.0	9.0172	.4524	4254.1	4887.5	8.9457
1200	.6798	4465.6	5145.4	9.2822	.5665	4465.1	5144.9	9.1977	.4855	4464.7	5144.4	9.1262
1300	.7261	4681.3	5407.4	9.4543	.6051	4680.9	5407.0	9.3698	.5186	4680.4	5406.5	9.2984
<i>P = 1.60 MPa (201.41)</i>					<i>P = 1.80 MPa (207.15)</i>				<i>P = 2.00 MPa (212.42)</i>			
Sat.	.123 80	2596.0	2794.0	6.4218	.110 42	2598.4	2797.1	6.3794	.099 63	2600.3	2799.5	6.3409
225	.132 87	2644.7	2857.3	6.5518	.116 73	2636.6	2846.7	6.4808	.103 77	2628.3	2835.8	6.4147
250	.141 84	2692.3	2919.2	6.6732	.124 97	2686.0	2911.0	6.6066	.111 44	2679.6	2902.5	6.5453
300	.158 62	2781.1	3034.8	6.8844	.140 21	2776.9	3029.2	6.8226	.125 47	2772.6	3023.5	6.7664
350	.174 56	2866.1	3145.4	7.0694	.154 57	2863.0	3141.2	7.0100	.138 57	2859.8	3137.0	6.9563
400	.190 05	2950.1	3254.2	7.2374	.168 47	2947.7	3250.9	7.1794	.151 20	2945.2	3247.6	7.1271
500	.2203	3119.5	3472.0	7.5390	.195 50	3117.9	3469.8	7.4825	.175 68	3116.2	3467.6	7.4317
600	.2500	3293.3	3693.2	7.8080	.2220	3292.1	3691.7	7.7523	.199 60	3290.9	3690.1	7.7024
700	.2794	3472.7	3919.7	8.0535	.2482	3471.8	3918.5	7.9983	.2232	3470.9	3917.4	7.9487

Thermophysical properties of selected metallic solids^a

COMPOSITION	MELTING POINT (K)	PROPERTIES AT 300K				PROPERTIES AT VARIOUS TEMPERATURES (K)									
		ρ (kg/m ³)	c_p (J/kg · K)	k (W/m · K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m ² /s)	k (W/m · K)/ c_p (J/kg · K)									
						100	200	400	600	800	1000	1200	1500	2000	2500
Aluminum															
Pure	933	2702	903	237	97.1	302	237	240	231	218					
						482	798	949	1033	1146					
Alloy 2024-T6 (4.5% Cu, 1.5% Mg, 0.6% Mn)	775	2770	875	177	73.0	65	163	186	186						
						473	787	925	1042						
Alloy 195, Cast (4.5% Cu)		2790	883	168	68.2			174	185						
								—	—						
Beryllium	1550	1850	1825	200	59.2	990	301	161	126	106	90.8	78.7			
						203	1114	2191	2604	2823	3018	3227	3519		
Bismuth	545	9780	122	7.86	6.59	16.5	9.69	7.04							
						112	120	127							
Boron	2573	2500	1107	27.0	9.76	190	55.5	16.8	10.6	9.60	9.85				
						128	600	1463	1892	2160	2338				
Cadmium	594	8650	231	96.8	48.4	203	99.3	94.7							
						198	222	242							
Chromium	2118	7160	449	93.7	29.1	159	111	90.9	80.7	71.3	65.4	61.9	57.2	49.4	
						192	384	484	542	581	616	682	779	937	
Cobalt	1769	8862	421	99.2	26.6	167	122	85.4	67.4	58.2	52.1	49.3	42.5		
						236	379	450	503	550	628	733	674		
Copper															
Pure	1358	8933	385	401	117	482	413	393	379	366	352	339			
						252	356	397	417	433	451	480			
Commercial bronze (90% Cu, 10% Al)	1293	8800	420	52	14		42	52	59						
							785	460	545						
Phosphor gear bronze (89% Cu, 11% Sn)	1104	8780	355	54	17		41	65	74						
							—	—	—						

Continued

COMPOSITION	MELTING POINT (K)	PROPERTIES AT 300K				PROPERTIES AT VARIOUS TEMPERATURES (K)									
		ρ (kg/m ³)	c_p (J/kg · K)	k (W/m · K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m ² /s)	k (W/m · K)/ c_p (J/kg · K)									
						100	200	400	600	800	1000	1200	1500	2000	2500
Cartridge brass (70% Cu, 30% Zn)	1188	8530	380	110	33.9	75	95	137	149						
Constantan (55% Cu, 45% Ni)	1493	8920	384	23	6.71	17	19	360	395	425					
Germanium	1211	5360	322	59.9	34.7	237	362								
Gold	1336	19300	129	317	127	232	96.8	43.2	27.3	19.8	17.4	17.4			
Iridium	2720	22500	130	147	50.3	190	290	337	348	357	375	395			
Iron						327	323	311	298	284	270	255			
Pure	1810	7870	447	80.2	23.1	109	124	131	135	140	145	155			
Armco (99.75% pure)		7870	447	72.7	20.7	172	153	144	138	132	126	120	111		
Carbon steels						90	122	133	138	144	153	161	172		
Plain carbon (Mn \leq 1%, Si \leq 0.1%)		7854	434	60.5	17.7	134	94.0	69.5	54.7	43.3	32.8	28.3	32.1		
AISI 1010		7832	434	63.9	18.8	216	384	490	574	680	975	609	654		
Carbon-silicon (Mn \leq 1%, 0.1% < Si \leq 0.6%)		7817	446	51.9	14.9	95.6	80.6	65.7	53.1	42.2	32.3	28.7	31.4		
Carbon-manganese- silicon (1% < Mn \leq 1.65%, 0.1% < Si \leq 0.6%)		8131	434	41.0	11.6	215	384	490	574	680	975	609	654		
								56.7	48.0	39.2	30.0				
								487	559	685	1169				
								58.7	48.8	39.2	31.3				
								487	559	685	1168				
								49.8	44.0	37.4	29.3				
								501	582	699	971				
								42.2	39.7	35.0	27.6				
								487	559	685	1090				

Lampiran 5 : Konstanta koefisien konveksi untuk konfigurasi
staggered

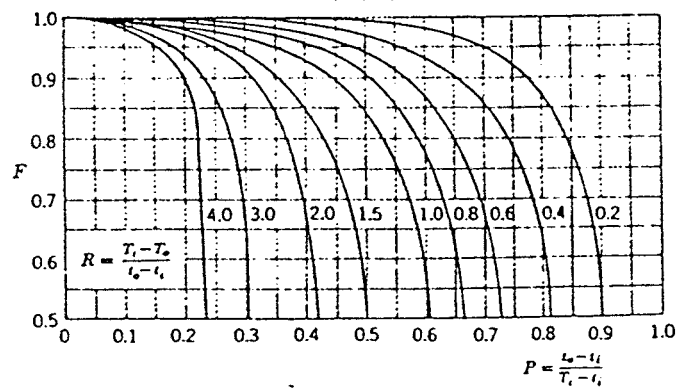
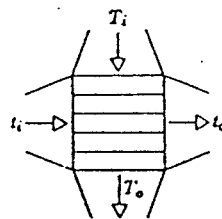
S_L/D_o	$S_T/D_o = 1.25$		1.50		2.00		3.00		
	C_1	m	C_1	m	C_1	m	C_1	m	
0.600	—	—	—	—	—	—	0.213	0.636	
0.900	—	—	—	—	0.446	0.571	0.401	0.581	
1.000	—	—	0.497	0.558	—	—	—	—	
1.125	—	—	—	—	0.478	0.565	0.518	0.560	
1.250	0.518	0.556	0.505	0.554	0.519	0.556	0.522	0.562	
1.500	0.451	0.568	0.460	0.562	0.482	0.568	0.488	0.568	
2.000	0.404	0.572	0.416	0.568	0.452	0.556	0.449	0.570	
3.000	0.310	0.592	0.356	0.580	0.440	0.562	0.428	0.574	
N (rows) =	1	2	3	4	5	6	7	8	9
C_2 =	0.68	0.75	0.83	0.89	0.92	0.95	0.97	0.98	0.99

Lampiran 6 : Tabel faktor pengotoran

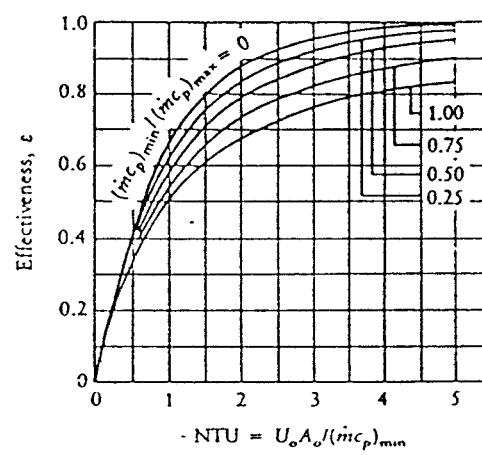
Nilai tipikal faktor pengotoran/fouling (koefisien)

<i>Fluid</i>	<i>Coefficient ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)</i>
River water	3000 - 12000
Sea water	1000 - 3000
Cooling water (towers)	3000 - 6000
Towns water (soft)	3000 - 5000
Towns water (hard)	1000 - 2000
Steam condensate	1500 - 5000
Steam (oil free)	4000 - 10000
Steam (oil traces)	2000 - 5000
Refrigerated brine	3000 - 5000
Air and industrial gases	5000 - 10000
Flue gases	2000 - 5000
Organic vapours	5000
Organic liquids	5000
Light hydrocarbons	5000
Heavy hydrocarbons	2000
Boiling organics	2500
Condensing organics	5000
Heat transfer fluids	5000
Aqueous salt solutions	3000 - 5000

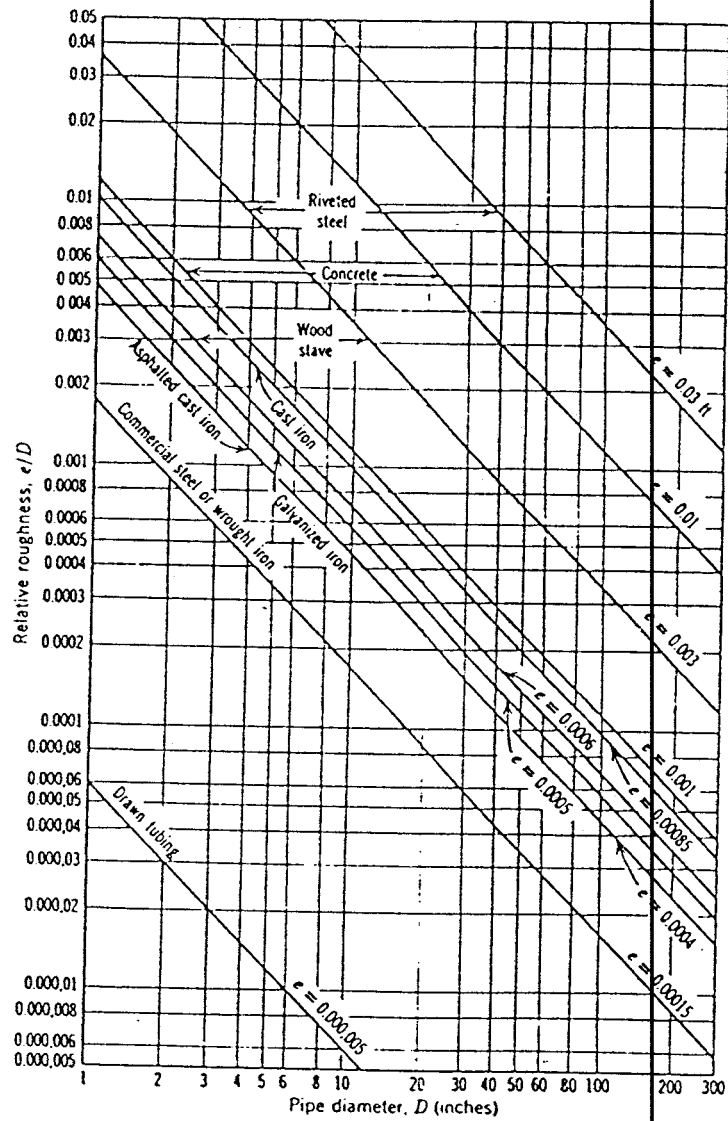
Lampiran 7 : Faktor koreksi untuk aliran menyilang



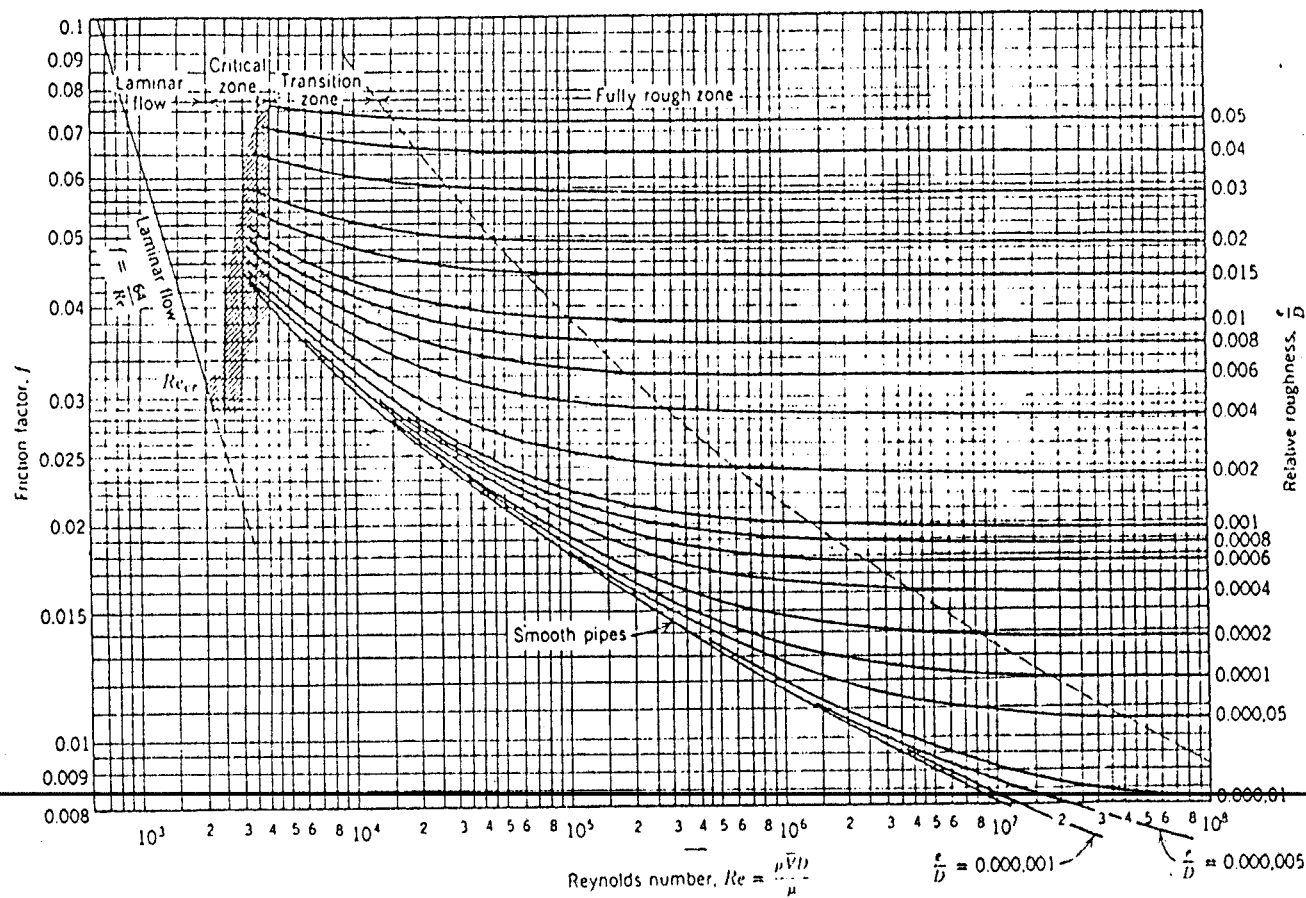
Lampiran 8 : Harga efektifitas penukar panas aliran
berlawanan berdasarkan nilai NTU



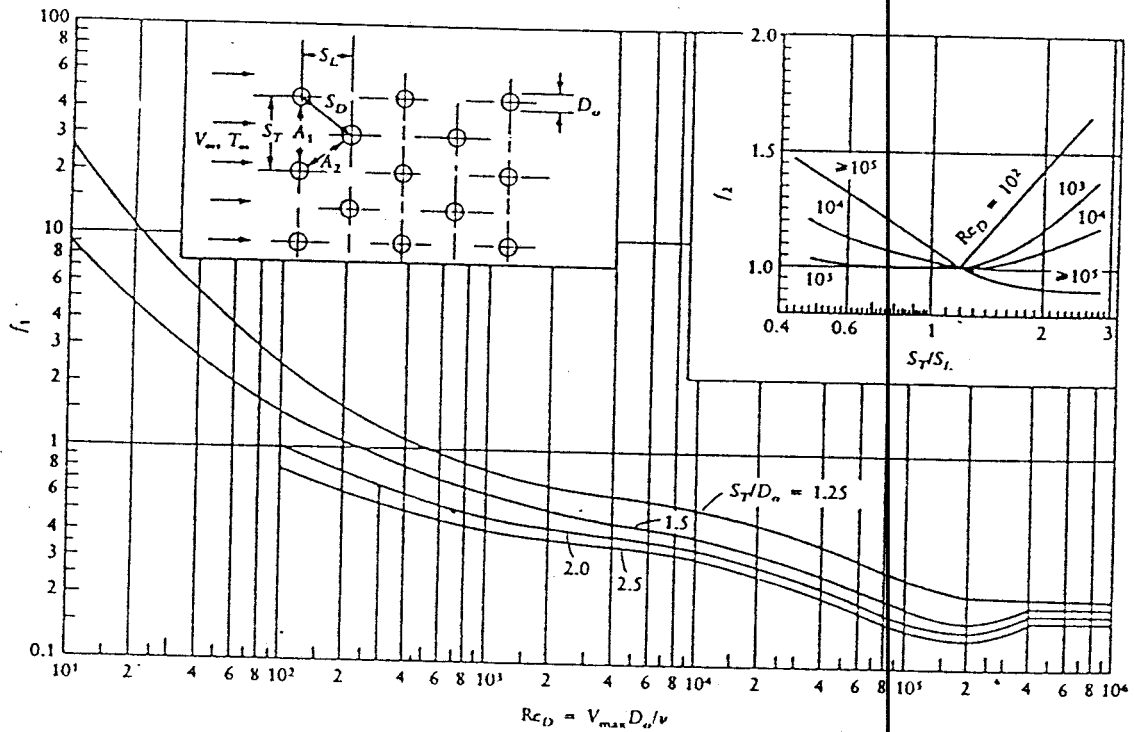
Lampiran 9 : Harga kekasaran relatif pipa berdasarkan diameter



Lampiran 10 : Moody diagram



Lampiran 11 : Koeffisien gesekan f_1 dan f_2 untuk susunan staggered



Lampiran 13 : Faktor konversi

Tabel Berbagai ekuivalen dimensional

Panjang	$1 \text{ m} = 3.2808 \text{ ft} = 39.37 \text{ in}$ $1 \text{ cm} \equiv 10^{-2} \text{ m} = 0.394 \text{ in} = 0.0328 \text{ ft}$ $1 \text{ mm} \equiv 10^{-3} \text{ m}$ $1 \mu\text{m} \equiv 10^{-6} \text{ m}$ $1 \text{ \AA} \equiv 10^{-10} \text{ m}$ $1 \text{ km} = 0.621 \text{ mi}$ $1 \text{ mi} = 5280 \text{ ft}$
Luas	$1 \text{ m}^2 = 10.76 \text{ ft}^2$ $1 \text{ cm}^2 = 10^{-4} \text{ m}^2 = 0.155 \text{ in}^2$
Volume	$1 \text{ gal} \equiv 0.13368 \text{ ft}^3 = 3.785 \text{ liters}$ $1 \text{ liter} \equiv 10^{-3} \text{ m}^3$
Waktu	$1 \text{ h} \equiv 3600 \text{ s} = 60 \text{ min}$ $1 \text{ ms} \equiv 10^{-3} \text{ s}$ $1 \mu\text{s} \equiv 10^{-6} \text{ s}$ $1 \text{ ns} = 10^{-9} \text{ s}$
Massa	$1 \text{ kg} \equiv 1000 \text{ g} = 2.2046 \text{ lbm} = 6.8521 \times 10^{-2} \text{ slug}$ $1 \text{ slug} \equiv 1 \text{ lbf} \cdot \text{s}^2/\text{ft} = 32.174 \text{ lbm}$
Gaya	$1 \text{ N} \equiv 1 \text{ kg} \cdot \text{m}/\text{s}^2$ $1 \text{ dyn} \equiv 1 \text{ g} \cdot \text{cm}/\text{s}^2$ $1 \text{ lbf} = 4.448 \times 10^3 \text{ dyn} = 4.448 \text{ N}$
Energi	$1 \text{ J} \equiv 1 \text{ kg} \cdot \text{m}^2/\text{s}^2$ $1 \text{ Btu} \equiv 778.16 \text{ ft} \cdot \text{lbf} = 1.055 \times 10^{10} \text{ ergs} = 252 \text{ cal} = 1055.0 \text{ J}$ $1 \text{ cal} \equiv 4.186 \text{ J}$ $1 \text{ kcal} \equiv 4186 \text{ J} = 1000 \text{ cal}$ $1 \text{ erg} \equiv 1 \text{ g} \cdot \text{cm}^2/\text{s}^2 = 10^{-7} \text{ J}$ $1 \text{ eV} \equiv 1.602 \times 10^{-19} \text{ J}$ $1 \text{ Q} \equiv 10^{18} \text{ Btu} = 1.055 \times 10^{21} \text{ J}$ $1 \text{ Quad} = 10^{15} \text{ Btu}$ $1 \text{ kJ} = 0.947813 \text{ Btu} = 0.23884 \text{ kcal}$
Daya	$1 \text{ W} \equiv 1 \text{ kg} \cdot \text{m}^2/\text{s}^3 = 1 \text{ J/s}$ $1 \text{ hp} \equiv 550 \text{ ft} \cdot \text{lbf/s}$ $1 \text{ hp} = 2545 \text{ Btu/h} = 746 \text{ W}$ $1 \text{ kW} \equiv 1000 \text{ W} = 3412 \text{ Btu/h}$
Tekanan	$1 \text{ atm} \equiv 14.696 \text{ lbf/in}^2 = 760 \text{ torr} = 101325 \text{ N/m}^2$ $1 \text{ mm Hg} = 0.01934 \text{ lbf/in}^2 \equiv 1 \text{ torr}$ $1 \text{ dyn/cm}^2 = 145.04 \times 10^{-7} \text{ lbf/in}^2$ $1 \text{ bar} \equiv 10^5 \text{ N/m}^2 \approx 14.504 \text{ lbf/in}^2 \equiv 10^6 \text{ dyn/cm}^2$ $1 \mu \equiv 10^{-6} \text{ m Hg} = 10^{-3} \text{ mm Hg}$ $1 \text{ Pa} \equiv 1 \text{ N/m}^2 \approx 1.4504 \times 10^{-4} \text{ lbf/in}^2$ $1 \text{ in Hg} \equiv 3376.8 \text{ N/m}^2$ $1 \text{ in H}_2\text{O} \equiv 248.8 \text{ N/m}^2$
Daya per satuan luas	$1 \text{ W/m}^2 = 0.3170 \text{ Btu}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2) = 0.85984 \text{ kcal}/(\text{h} \cdot \text{m}^2)$
Koefisien perpindahan panas	$1 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) = 0.1761 \text{ Btu}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}) = 0.85984 \text{ kcal}/(\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$
Energi per satuan massa	$1 \text{ kJ/kg} = 0.4299 \text{ Btu/lbm} = 0.23884 \text{ kcal/kg}$
Panas jenis	$1 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}) = 0.23884 \text{ Btu}/(\text{lbm} \cdot ^\circ\text{F}) = 0.23884 \text{ kcal}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$
Konduktivitas termal	$1 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C}) = 0.5778 \text{ Btu}/(\text{h} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ\text{F}) = 0.85984 \text{ kcal}/(\text{h} \cdot \text{m} \cdot ^\circ\text{C})$